GEORGE RUSU
VLADIMIR ROJANSCHI

# FILTRAREA

## în tehnica tratării și epurării apelor

Scanned with OKEN Scanner

Dr. ing. George Rusu ★ Dr. ing. Vladimir Rojanschi

# FILTRAREA
## în tehnica tratării şi epurării apelor

Editura tehnică
Bucureşti

Scanned with OKEN Scanner

În actuala concepție a tehnicilor de tratare a apelor de alimentare și de epurare a apelor uzate, diferitele forme de filtrare ocupă un loc important. De asemenea se menționează că procedeele de filtrare a apei vor căpăta o răspîndire și mai mare ca urmare a necesității de extindere a recirculării și refolosirii apelor în procesele de producție, ceea ce a făcut ca problemele filtrării să constituie obiectul unor subiecte speciale ale congreselor internaționale. Lucrarea fiind prima de acest gen, prezintă sub toate aspectele problemele și specificul tehnicilor filtrării apelor în cele două domenii ale gospodăririi apelor : tratarea apelor de alimentare și epurarea apelor uzate. Astfel vor fi cuprinse probleme privind evoluția și stadiul actual al filtrării apelor pe baza realizărilor și experienței din țara noastră și din alte țări, probleme teoretice și practice ale proiectării și exploatării instalațiilor de filtrare, rezultatele cercetărilor și ale studiilor asupra îmbunătățirii instalațiilor de filtrare. De asemenea, vor fi prezentate pe larg aspecte legate de locul pe care îl ocupă treapta de filtrare în ansamblul schemelor tehnologice ale stațiilor de tratare a apelor de alimentare sau de epurare a apelor uzate.

Lucrarea se adresează unui cerc larg de specialiști din domeniul tratării apelor de alimentare și epurării apelor uzate care lucrează în cercetare, proiectare, execuție și exploatare. De asemenea lucrarea poate fi utilizată și de studenții facultăților de specialitate în aprofundarea cunoștințelor în acest domeniu.

*Redactor :* **Ing. ION RADU**
*Tehnoredactor :* **VALERIU MORĂRESCU**
*Coperta și supracoperta :* **arh. MARIANA NEGRU**

Bun de tipar : 18.02.1980. Coli de tipar : 25,25

C.Z. 628.163.663.631

Tiparul executat sub cd. 270 la I. P. „Filaret", str. Fabrica de chibrituri nr. 9–11 Republica Socialistă România București

# PREFAȚĂ

*În etapa actuală de dezvoltare economică și socială a țării noastre, gospodărirea rațională a resurselor de apă și protecția mediului înconjurător constituie un factor determinant. Asigurarea cerințelor de apă, refolosirea sau recircularea apelor, cît și tratarea nămolurilor necesită aplicarea diferitelor forme de filtrare.*

*Procedeul filtrării apelor, utilizat pentru separarea materiilor solide din apă, este prezent în aproape toate instalațiile de tratare a apelor de alimentare, și mai recent, și în cele de epurare a apelor uzate ca treaptă de tratare a efluenților sau de deshidratare a nămolurilor.*

*Diversitatea mare a procedeelor de filtrare atît ca alcătuire, concepție, cît și ca mod de funcționare, necesită o cunoaștere în detaliu a fiecărui procedeu pentru a se asigura alegerea celui mai potrivit, precum și a exploatării lor la parametri optimi.*

*Deși filtrarea capătă o răspîndire din ce în ce mai mare în toate domeniile de utilizare a apelor, problemele filtrării sînt cuprinse numai la nivel de capitole în diferite lucrări cu caracter general privind alimentările cu apă și în special cele referitoare la filtrarea prin medii granulare, care este procedeul cel mai răspîndit și cunoscut.*

*Lucrarea cuprinde problemele și specificul filtrării în tehnica tratării și epurării, dezvoltînd tendințele moderne în alcătuirea și funcționarea filtrelor cu materiale granulare, precum și tratarea în detaliu a celorlalte procedee de filtrare, prin site, microsite, țesături, membrane etc. care sînt din ce în ce mai frecvent folosite, iar în literatura tehnică de specialitate din țara noastră sînt numai sumar menționate.*

*Numeroase lucrări tratează bazele științifice ale teoriilor proceselor de filtrare, însă foarte puține cuprind și recomandări practice pentru dimensionare și optimizare a exploatării.*

*Deși procedeul filtrării în separarea solidelor de lichide este larg folosit și în alte domenii, lucrarea tratează numai acele aspecte teoretice și practice ale proiectării și exploatării instalațiilor de filtrare folosite la tratarea apelor de alimentare, epurarea apelor uzate și deshidratarea nămolurilor.*

*În vederea introducerii în practică a noilor realizări în acest domeniu se face o trecere în revistă și o prezentare a procedeelor moderne și a rezultatelor cercetărilor și experienței din țara noastră și din alte țări, în vederea cunoașterii și generalizării lor, precum și a procedeelor de optimizare și automatizare a controlului și funcționării instalațiilor.*

*Lucrarea, la nivel superior, se adresează unui cerc larg de specialiști care activează în domeniul cercetării, proiectării și exploatării instalațiilor, ale tratării apelor de alimentare și epurării apelor uzate. De asemenea, poate fi utilizată și de studenții facultăților de specialitate în aprofundarea cunoștințelor în acest domeniu.*

**AUTORII**

Scanned with OKEN Scanner

# FILTRATION IN WATER AND WASTEWATER TREATMENT

Various filtration methods are widely used at present for water and wastewater treatment; the remarkable recent development of the filtration process has been the result of the increasing need of using low quality water resources and of protecting the environment against pollution. The water filtration process which allows the removal of suspended solids is used in almost all water treatment plants and, more recently, in wastewater treatment plants as well, as a means of upgrading plant performance, especially for water recovery and reuse and for sludge dewatering.

This book is among the first attempting to present all types of filters met in the water and wastewater technology; it describes the main problems and peculiarities of filtration techniques as applied in water and wastewater treatment. Various aspects are discussed such as: state-of-the-art in filtration based on achievements and experience in our country and abroad; theoretical and practical problems involved in the design and operation of filtration facilities; results of recent research studies aiming the improvement of the performances of the filtration process.

Besides a thorough discussion of modern trends in the design and operation of granular bed filtres, which are the most popular, separate chapters are dealing with special filters (pressure filters, activated carbon filters, membrane filters, pre-coat filters, microfilters, vacuum filters, filter presses, rotating and vibrating screens etc.); further, the use of filtration as an advanced wastewater treatment process is examined.

Filtering materials, drainage systems and equipment used to mechanize and automate filtering processes are also described.

The use of the filtration at different stages of the water or wastewater treatment (as a preliminary, intermediate or final step) is discussed.

Given the variety of filtering methods and of the corresponding design and operation, criteria for the selection and optimization of the filtering methods are presented throughout the book and in a special chapter.

The book is intended for those concerned with research, design and operation of water and wastewater treatment processes. It can also be helpful for students in environmental engineering, as an additional reading.

Scanned with OKEN Scanner

# ПРИМЕНЕНИЕ ФИЛЬТРАЦИИ В ТЕХНИКЕ ВОДОПОДГОТОВКИ И ОЧИСТКИ СТОЧНЫХ ВОД

В современной концепции техники подготовки вод для снабжения и очистки сточных вод, различные формы фильтрации занимают значительное место; развитие в последнее десятилетие способов фильтрации вызвано необходимостью изъять воды из всё более и более загрязненных источников так и необходимостью охраны окружающей среды. Способ фильтрации вод, используемый для отделения твердых частиц, встречается в большинстве сооружений для подготовки вод для водоснабжения, а в последнее время, и в сооружениях для очистки сточных вод в качестве ступени очистки стоков, особенно с целью рециркуляции и повторного использования вод, так и в сооружениях для обезвоживания осадков.

Работа, которая рассматривает все категории фильтров, встречаемых при использовании вод, является первой такого рода и представляет основные вопросы и характерность техникн фильтрации, применяемых для подготовки вод для водоснабжения или для очистки сточных вод. Например, работа содержит вопросы развития и современное состояние фильтрации на основе достижений и опыта накопленного в нашей стране и в других странах, теоретические и практические вопросы проектирования и эксплуатации сооружений для фильтрации, а также и результаты исследований, проводимых с целью усовершенствования сооружений для фильтрации. Кроме углубления и развития современных тенденций в проектировании и эксплуатации фильтров с зернистыми материалами, являющихся более примененными, подробно представены в отделных разделах фильтры особого составления и назначения (напорные фильтры, фильтры с активным углем, фильтрация через мембрану, фильтры с предслоем и др); фильтрация как метод глубокой очистки сточных вод, как и фильтрация через ткань и сетки, микрофильтры, фильтры-вакуум, фильтры-пресс, плоские статические сетки, ротационные машины, вибраторы и др.).

Анализируется как фильтрующие материалы и системы дренирования, так и оборудование и аппаратура, применяемые для механизации и автоматизации способов фильтрации. Также представлены аспекты, касающиеся места, которое может занимать ступень фильрации по ансамбли технологических схем станции подготогвки вод для снабжения или станции для очистки сточных вод, в качестве предварительной ступени преподготовки, единной ступени, промежуточной ступени, окончательной ступени, как и в качестве вспомогательного способа обезвоживания осадков.

Имея в виду большое разнообразие способов фильтрации так с точки зрения структуры, концепции и работы, в книге и в отдельной главе, представлены ряд критерий, находящихся в основе выбора и оптимизации процессов фильтрации.

Работа, высшего уровня, обращается широкому кругу специалистов в области подготовки вод для снабжения и очистки сточныхвод, работающих в исследовании, проектировании и эксплуатации. Также, работа может быть использована студентамми факультетов по специальности с целью углубления знаний в данной области.

Scanned with OKEN Scanner

# *FILTRATION DANS LA TECHNIQUE DU TRAITEMENT ET DE L'EPURATION DES EAUX*

Dans l'actuelle conception des techniques de traitement des eaux d'alimentation et de l'épuration des eaux usées, les différentes formes de filtration occupent une place imporante; le développement remarquable de la filtration, la dernière décennie, est le résultat de la nécessité de prendre l'eau des sources de plus en plus polluées, ainsi que de protéger l'environnement. Le procédé de la filtration des eaux utilisé pour la séparation des matières solides est appliqué presque dans toutes les installations de traitement des eaux d'alimentation, et plus récemment, également dans celles d'épuration des eaux usées comme phase de traitement d'effluents, particulièrement en vue de faire récirculer et réutiliser l'eau et de déshydrater les boues.

Ce travail, qui traite toutes les catégories de filtres qu'on rencontre dans les domaines d'utilisation des eaux est le premier de ce genre et présente les principaux problèmes et le spécifique des techniques de la filtration, employées au traitement des eaux d'alimentation ou à l'épuration des eaux usées. Ainsi sont traités les problèmes de l'évolution et du stade actuel de la filtration s'appuyant sur les réalisations et l'expérience de notre pays et des autres pays, les problèmes théoriques des projets et de l'exploitation des installations de filtration ainsi que les résultats d'études et des recherches effectuées pour l'amélioration des installations de filtration. Outre l'approfondissement et le développement des tendances modernes dans la structure et le fonctionnement des filtres sur lit filtrant — plus répendues et plus connues — dans des chapitres à part sont traités en détail les filtres à structure et destination spéciale (filtres sous pression, filtres à charbon actif, filtres par membranes, filtres à précouche etc.); la filtration comme méthode d'épuration avancée des eaux usées, ainsi que la filtration par tissus et tamis (microtamisage, filtres sous vide, filtres presse, tamis planes statiques, rotatifs, vibrateurs etc.).

On y traite autant les matériels filtrants et les systèmes de drainage, que les outillage et l'appareillage utilisés en vue de mécaniser et d'automatiser les procédés de filtrations.

De même, on présente les aspects concernant la place que peut occuper la phase de filtration dans l'ensemble des schémas technologiques des stations de traitement des eaux d'alimentation ou d'épuration des eaux usées en tant que: phase préliminaire de prétraitement, phase unique, phase intermédiaire, phase ultérieure ou finale, ainsi que procédé auxiliaire de déshydratation des boues.

Etant donnée la grande diversité des procédés de filtration, tant comme structure, conception et mode de fonctionnement, au long du travail et également dans un chapitre spécial on présente des critères qui se trouvent à la base du choix et de l'optimisation des processus de filtration.

Ce travail, d'un niveau supérieur, s'adresse à un grand cercle de spécialistes du domaine de traitement des eaux d'alimentation et de l'épuration des eaux usées, qui travaillent dans la recherche, les études de conception et l'exploitation. De même, le travail peut être utilisé par les étudiants des facultés de spécialité afin d'aprofondir les connaissances de ce domaine.

Scanned with OKEN Scanner

# CUPRINS


Pag.

*PREFAȚA*

*1.* **Generalități** . . . . . 13
1.1. Noțiuni introductive . . . . 13
1.2. Scurt istoric al dezvoltării procesului de filtrare . . . . 14
1.2.1. Evoluția procesului de filtrare la tratarea apelor de alimentare . . . . . 14
1.2.2. Evoluția procesului de filtrare la epurarea apelor uzate . . . . . 17
1.3. Clasificarea diferitelor tipuri de filtrare utilizate la tratarea și epurarea apelor . . . . . 18
1.3.1. Clasificare după destinația filtrului . . . . . 18
1.3.2. Clasificare după modul de funcționare. . . . . 19
1.3.3. Clasificare după locul ocupat de filtru în ansamblul schemei tehnologice a stației de tratare sau epurare . . . . . 19
1.3.4. Clasificare după caracterul stratului filtrant . . . . 19
1.3.5. Clasificare după modul de alcătuire al stratului filtrant . . . . . 20
1.3.6. Clasificare după sensul de curgere a apei . . . . . 21
1.3.7. Clasificare după mărimea vitezei de filtrare. . . . 22
1.3.8. Clasificare după modul de alcătuire al filtrului . . 22
1.3.9. Clasificare după modul de exploatare al filtrului . . 24
1.4. Principalele moduri de filtrare utilizate la tratarea și epurarea apelor . . . . . 27
1.4.1. Filtrarea prin strate granulare . . . . . 27
1.4.2. Filtrarea prin site . . . 27
1.4.3. Filtrarea cu turtă . . . 28

*2.* **Aspecte teoretice privind mișcarea apei prin strate filtrante** . . . . 29
2.1. Elemente privind hidraulica filtrării apei prin strate granulare . . . . . 29

Pag.

2.2. Mecanismul filtrării. . . . . 32
2.2.1. Mecanismul reținerii particulelor de suspensii pe suprafața granulelor unui strat filtrant . . . . . 33
2.2.2. Mecanismul reținerii particulelor de suspensii la trecerea printr-un strat filtrant granular . . . . . 42
2.3. Modele matematice ale procesului de filtrare . . . . . 43
2.3.1. Relații generale ale procesului de filtrare . . . . 44
2.4. Deficiențe și lipsuri în teoria filtrării . . . . . 49
2.5. Modelarea procesului filtrării apei . . . . . 50
2.5.1. Aspecte generale . . . . 50
2.5.2. Precizarea unor criterii de modelare . . . . . 52
2.6. Probleme importante pentru dezvoltarea ulterioară a teoriei și practicii filtrării apei 56

*3.* **Materiale filtrante și sisteme de drenaj** . . . . . 57
3.1. Materiale filtrante . . . . . 57
3.1.1. Materiale granulare . . 57
3.1.2. Țesături filtrante . . . 62
3.1.3. Materiale poroase filtrante 63
3.2. Sisteme de drenaj ale filtrelor 63
3.2.1. Considerații teoretice asupra sistemelor de drenaj 64
3.2.2. Prezentarea principalelor tipuri de drenaje utilizate 65
3.2.3. Realizarea drenajelor în Republica Socialistă România . . . . . 72
3.2.4. Propuneri privind îmbunătățirea drenajelor filtrelor . . . . . 74

*4.* **Filtrarea lentă** . . . . . 82
4.1. Considerații generale . . . . 82
4.1.1. Alcătuirea unui filtru lent de nisip . . . . . 82
4.1.2. Descrierea proceselor care au loc într-un filtru lent 83
4.1.3. Aplicabilitatea filtrării lente prin nisip . . . . 85


Scanned with OKEN Scanner

4.1.4. Limitări în utilizarea filtrelor lente cu nisip . . 86
4.1.5. Avantajele filtrelor lente cu nisip . . . . . 87
4.2. Teoria filtrării lente . . . . 88
4.2.1. Mecanismele filtrării . . 88
4.2.2. Efectele algelor asupra filtrelor . . . . . 91
4.2.3. Hidraulica filtrării lente 93
4.2.4. Regimul optim de funcționare al filtrelor lente . . 95
4.3. Calculul filtrelor lente . . . 97
4.4. Alcătuire și elemente constructive . . . . . 98
4.4.1. Înălțimea stratului de apă 98
4.4.2. Stratul filtrant . . . . 99
4.4.3. Sistemul de drenaj . . . 100
4.4.4. Bazinul filtrant . . . . 102
4.4.5. Instalațiile filtrelor lente 103
4.4.6. Acoperirea filtrelor . . . 106
4.5. Exploatarea și întreținerea filtrelor lente . . . . . 106
4.5.1. Punerea în funcțiune . . 107
4.5.2. Curățirea stratului filtrant 108
4.5.3. Completarea și înlocuirea nisipului . . . . . 110
4.5.4. Curățirea cu mijloace mecanice . . . . . 111
4.6. Instalații de filtre lente realizate în Republica Socialistă România . . . . . 114

**5. Filtre rapide de nisip** . . . . . 117
5.1. Considerații generale . . . . 117
5.2. Evoluția metodelor de filtrare rapidă a apei . . . . 118
5.3. Alcătuirea filtrelor rapide . . 124
5.4. Dimensionarea filtrelor rapide 128
5.5. Determinarea pierderii de sarcină . . . . . 130
5.6. Spălarea filtrelor rapide . . 136
5.6.1. Generalități . . . . . 136
5.6.2. Evoluția practicii spălării filtrelor rapide . . . . . 137
5.6.3. Teoria spălării filtrelor rapide . . . . . 142
5.6.4. Studii privind spălarea filtrelor rapide . . . . . 145
5.7. Metode de exploatare ale filtrelor rapide . . . . . 155
5.7.1. Filtrarea cu debit constant 155
5.7.2. Filtrarea cu debit variabil 157
5.7.3. Evidențierea deficiențelor filtrării cu debit constant 158
5.7.4. Programul de exploatare al unei stații de filtrare la care cuvele funcționează cu debit variabil . . . . 163
5.8. Telecomanda și automatizarea controlului și funcționării filtrelor rapide . . . . . 174
5.8.1. Reglarea vitezei de filtrare 175
5.8.2. Dirijarea spălării filtrului 181
5.9. Instalații de filtrare în Republica Socialistă România 184
5.10. Filtre ultrarapide . . . . . 189

**6. Filtre de alcătuire și destinație specială** . . . . . 191
6.1. Filtre sub presiune . . . . . 191
6.1.1. Filtre verticale sub presiune . . . . . 193
6.1.2. Filtre orizontale sub presiune . . . . . 202
6.1.3. Filtre etajate. . . . . 204
6.2. Filtre cu cărbune activ . . 204
6.2.1. Materiale folosite la tratarea cu cărbune activ . 204
6.2.2. Experimentări necesare . 206
6.2.3. Sisteme de exploatare ale instalației cu cărbune activ 214
6.2.4. Domeniile de aplicare ale procedeului de filtrare cu cărbune activ . . . . . 226
6.2.5. Exemple de filtre cu cărbune activ . . . . . 226
6.2.6. Utilizarea filtrelor cu cărbune activ pentru tratare biologică. . . . . 237
6.3. Filtrarea prin membrane . . 238
6.3.1. Procese de separare prin membrane . . . . . 238
6.3.2. Osmoza inversă . . . . 241
6.3.3. Ultrafiltrarea . . . . . 260
6.4. Filtre cu schimbători de ioni 266
6.4.1. Generalități . . . . . 266
6.4.2. Schimbători de ioni . . 267
6.4.3. Procedee de tratare ale apei folosind schimbători de ioni . . . . . 269
6.4.4. Descrierea filtrelor cu schimbători de ioni . . 273
6.4.5. Exploatarea filtrelor cu schimbători de ioni . . 275
6.4.6. Calculul filtrelor cu schimbători de ioni . . 277
6.5. Filtre pentru deferizarea și demanganizarea apei . . . . 279
6.5.1. Generalități . . . . . 279
6.5.2. Metode pentru îndepărtarea fierului și manganului din apă . . . . . 279
6.5.3. Specificul filtrelor utilizate la deferizarea și demanganizarea apei . . . 282
6.6. Filtre cu prestrat . . . . . 284


Scanned with OKEN Scanner

6.6.1. Filtre cu prestrat sub presiune . . . . . 284
6.6.2. Filtre cu disc . . . . . 288
6.6.3. Filtre cu vid . . . . . 289
6.6.4. Materiale folosite cu prestrat . . . . . 290
6.6.5. Modelarea matematică a filtrării cu prestrat . . . 291
6.6.6. Optimizarea exploatării filtrelor cu prestrat . . 294
6.6.7. Domenii de utilizare ale filtrelor cu prestrat . . 295
6.7. Filtre speciale . . . . . 296
6.7.1. Filtre pentru piscine . . 296
6.7.2. Filtre cartuş . . . . . 297

**7. Filtrarea ca metodă de epurare avansată a apei uzate** 306
7.1. Consideraţii generale . . . . 306
7.2. Specificul filtrării apelor uzate ca metodă de epurare avansată 307
7.3. Alcătuirea şi funcţionarea filtrelor . . . . . 308
7.4. Materiale filtrante . . . . . 317
7.5. Moduri de exploatare ale filtrelor . . . . . 323
7.5.1. Filtrarea cu presiune constantă . . . . . 323
7.5.2. Filtrarea cu debit constant sau nivel constant 323
7.5.3. Filtrarea cu viteză variabilă . . . . . 325
7.6. Spălarea filtrelor . . . . . 327
7.6.1. Spălarea cu curent ascendent . . . . . 327
7.6.2. Rolul drenajelor în spălarea filtrelor . . . . . 328
7.6.3. Rezervoare pentru apă de spălare . . . . . 331
7.6.4. Sisteme de curăţire auxiliară . . . . . 331
7.6.5. Durata spălării în contracurent . . . . . 332
7.7. Alcătuirea filtrului şi dispozitivele constructive . . . 333
7.7.1. Recomandări privind dispozitivele constructive . 333
7.8. Filtre cu alcătuire specială . 334
7.8.1. Filtre cu curgere radială 334
7.8.2. Filtre cu sisteme de spălare mobile . . . . . 336
7.9. Filtre lente cu nisip. . . . 337
7.10. Filtre anaerobe . . . . . 339

**8. Filtrarea prin pînze şi site . . .** 342
8.1. Microfiltrarea . . . . . 342
8.1.1. Generalităţi . . . . . 342
8.1.2. Determinarea filtrabilităţii fluidelor . . . . . 345
8.1.3. Alcătuirea instalaţiei de microfiltrare . . . . . 347
8.1.4. Performanţele obţinute în exploatarea micrositelor. 349
8.1.5. Recomandări privind proiectarea micrositelor . . 352
8.1.6. Instalaţii realizate în Republica Socialistă România . . . . . 355
8.2. Vacuum filtre . . . . . 356
8.2.1. Vacuum filtru rotativ. . 356
8.2.2. Vacuum filtre cu discuri 370
8.3. Filtre presă . . . . . 373
8.3.1. Alcătuirea filtrelor presă 373
8.3.2. Dimensionarea filtrelor presă . . . . . 378
8.3.3. Caracteristici tehnice ale filtrelor presă . . . . . 378
8.4. Alte tipuri de filtre . . . . 380
8.4.1. Concentrator cu sită mobilă . . . . . 380
8.4.2. Filtre presă cu bandă . 382
8.4.3. Sisteme de deshidratare capilară . . . . . 384
8.4.4. Site plane statice . . . 387
8.4.5. Site rotative . . . . . 390
8.4.6. Site vibratoare . . . . . 392
8.4.7. Site centrifuge . . . . . 393

**9. Alegerea şi optimizarea proceselor de filtrare . . . . . 395**
9.1. Criterii de alegere a tipului de filtru . . . . . 395
9.2. Optimizarea proceselor de filtrare . . . . . 397

*BIBLIOGRAFIE* 399


Scanned with OKEN Scanner

# 1. GENERALITĂȚI

## 1.1. NOȚIUNI INTRODUCTIVE

Filtrarea este un procedeu de separare a solidelor de lichide, prin care materiile în suspensie sînt separate de lichid prin trecerea amestecului printr-un material poros — *filtrant* — care reține materiile solide și lasă să treacă lichidul, denumit și *filtrat*.

În domeniul tratării și epurării apelor, filtrarea are ca scop separarea materiilor solide din apă, în vederea limpezirii apelor pentru folosirea sau refolosirea lor, precum și pentru deshidratarea nămolurilor rezultate din instalațiile de tratare sau epurare.

Apa naturală sau apa uzată, datorită impurităților conținute sub formă de particule de natură minerală sau organică, dizolvate sau în stare de suspensie, poate fi considerată ca un sistem dispersat de concentrație mică și de concentrație mai mare, în cazul nămolurilor.

Separarea celor două faze, inițial amestecate, necesită o acțiune care se poate exercita în cazul unei suspensii, fie asupra particulelor solide aflate în stare de suspensie, fie asupra lichidului.

Astfel, pentru limpezire este posibilă imobilizarea relativă a lichidului și deplasarea particulelor sub acțiunea unui cîmp gravitațional, cazul decantării clasice în care se reține 80—95% din substanțele de suspensie din apă, sau imobilizarea particulelor solide, prin reținerea pe un suport și obligarea lichidului de a traversa suportul sub influența unei diferențe de presiune.

În cazul filtrării clasice se acționează asupra lichidului supunîndu-l la un gradient de presiune care-l obligă să treacă prin materialul poros. Această forță poate acționa pe o parte sau alta a mediului filtrant, aplicînd fie o presiune asupra lichidului de filtrat, fie o depresiune (vacuum) asupra filtratului.

**Există mai multe feluri de filtrare care depind de mărimea și concentrația particulelor solide, de natura și caracteristicile mediului filtrant și ale modului de funcționare.**

*Filtrarea prin strate granulare* cu grosimea de ordinul metrilor se utilizează la debite mari cu puține suspensii, spălarea făcîndu-se în general, în contracurent.

*Filtrarea prin site sau microsite* se utilizează la separarea particulelor grosiere în cantități mici și care se îndepărtează de obicei prin spălare.

*Filtrarea prin membrane* se utilizează în cazul unei cantități reduse de suspensii — pentru obținerea unei ape foarte limpede, materialul filtrant fiind foarte subțire, de ordinul centimetrilor.

Scanned with OKEN Scanner

*Filtrarea cu turte* se aplică în principal în cazul concentraţiilor mari de suspensii ale nămolurilor rezultate din separarea prin alte procedee, în care se foloseşte un strat-suport din pînză sau alte materiale pe care se formează turta.

Filtrele nu au doar rolul de site pentru reţinerea materiilor solide în suspensie, ale căror dimensiuni sînt mai mari decît ale spaţiilor sau porilor materialului filtrant.

Filtrul trebuie astfel conceput încît să reţină şi alte particule şi substanţe, ca de exemplu, particule de argilă coloidală, substanţe colorante sau bacterii care au dimensiuni mult mai mici decît ale porilor, iar eliminarea lor comportă procese complexe.

De exemplu, la filtrele lente din materiale granulare, stratul biologic gros care se formează la suprafaţă are o porozitate foarte fină, iar la filtrele rapide care funcţionează după coagulare şi decantare, acesta reţine, materiile coloidale şi bacteriile care sînt absorbite de către flocoanele gelatinoase şi eliminate odată cu ele.

De asemenea, în cazul filtrării prin membrane se pot reţine particule submicronice, asigurînd în acelaşi timp şi posibilitatea reţinerii substanţelor dizolvate.

**În domeniul tratării apelor de alimentare în general, filtrarea este utilizată în 3 moduri principale** : ● *ca treaptă unică de tratare*; ● *ca treaptă preliminară pentru a reduce încărcătura treptei următoare — reţinerea materiilor grosiere*; ● *ca treaptă finală pentru finisarea indicatorilor calitativi ai apei*; în această categorie intră şi tratările speciale — ca filtrarea prin cărbune activ granulat pentru eliminarea gustului şi mirosului, filtrarea prin filtre cu schimbători de ioni sau prin membrane pentru demineralizare etc.

**În ceea ce priveşte utilizarea filtrării, la epurarea apelor se pot menţiona de asemenea, 3 categorii principale**: ● *treapta preliminară* pentru reţinerea materiilor grosiere prin site; ● *treapta ulterioară de epurare avansată* pentru obţinerea unor grade de epurare mai ridicate decît cele obţinute prin procedeele clasice sau pentru îndepărtarea unor poluanţi care trec neschimbaţi prin treptele anterioare; ● *filtre* pentru deshidratarea nămolurilor rezultate din epurarea apelor, în care categorie intră *filtrele-presă*, *filtrele cu vid* etc.

## 1.2. SCURT ISTORIC AL DEZVOLTĂRII PROCESULUI DE FILTRARE

### 1.2.1. EVOLUŢIA PROCESULUI DE FILTRARE LA TRATAREA APELOR DE ALIMENTARE

Cele mai vechi relatări asupra cunoştinţelor de tratarea apei sînt menţionate în *Codul medical sanscrit* şi în *Inscripţiile de pe Peretele Egiptean*, datînd din anul 2 000 î.e.n., indicînd *cum să se purifice apa murdară prin fierberea în veselă de aramă, expunere la soare, filtrare prin mangal şi răcire în vase de pămînt*. Cel mai vechi aparat cunoscut, pentru limpezire de lichid a fost desenat pe Peretele Egiptean în secolele XV-XIII î.e.n. Prima pictură, cea din piramida regelui Amenhotep II (1447—1420 î.e.n.) reprezintă *sifonarea apei sedi-*

Scanned with OKEN Scanner

*mentate.* A doua pictură, din piramida lui Ramses II (1300—1223 î.e.n.) indică utilizarea *„sifonului fitil"* într-o bucătărie egipteană.

Aristoteles din Stagira (384—322 î.e.n.) elev al lui Platon era de părere că *apa de mare poate fi transformată în apă dulce prin fierbere cu ajutorul ulcioarelor de lut.*

În jurul anului 77 î.e.n., Plinius cel Bătrîn relata că *apa de băut se putea filtra prin lînă.*

*Prima lucrare inginerească de alimentare cu apă şi tratare a fost făcută în anul* 98 e.n. *de Sextus Julius Frontinus, consulul pentru apă al Romei; a redactat două cărţi despre alimentarea cu apă a Romei, în care a descris rezervoarele de depunere din capul unui apeduct şi captările din prundiş ale multor apeducte.*

*Filozoful englez Francis Bacon a scris despre experienţele sale asupra purificării apei prin filtrare, fierbere, distilare şi limpezire prin coagulare, fiind publicat în 1627, un an după moartea sa.* Bacon însuşi a notat că limpezirea apei tinde să îmbunătăţească sănătatea oamenilor şi să mărească „plăcerea ochilor".

*Prima descriere ilustrată cunoscută a unui filtru de nisip a fost publicată în anul 1685 de Luc Antonio Porzio, un fizician italian, care a scris o carte privind asigurarea sănătăţii soldaţilor în campanii, bazată pe experienţa sa din războiul austro-turc, în care a descris şi ilustrat, utilizarea filtrelor de nisip şi sedimentarea.*

În timpul lui Ludovic al XV-lea se semnala că datorită faptului că apa dădea un gust de putregai, mulţi brutari şi cofetari pentru a îmbunătăţi calitatea apei au utilizat *filtre din piatră şi nisip.* Între anii 1750 şi 1800 au existat filtre mari la Paris care au fost apoi abandonate.

*În secolele XVIII-XIX se efectuează multe experienţe în Anglia, Franţa, Germania, care au pus bazele teoretice şi practice ale filtrării apei.*

*Utilizarea metodei de filtrare a apei în scopul potabilizării acesteia este prezentată pentru prima dată în anul 1791, cînd James Peacock obţine în Anglia un patent pentru tratarea apei prin filtrare pe un strat de nisip.* Pe baza acestui patent, John Gibb a construit în anul *1804 primul filtru lent pentru limpezirea apei* la spălătoria sa din Paisley (Scoţia) [54], surplusul de apă vînzîndu-l populaţiei.

În anii următori, s-au mai construit în Anglia şi alte filtre pentru limpezirea apei, dintre care se remarcă cel realizat la Londra în anul 1829 de James Simpson, *primul filtru cu funcţionare continuă.*

Toate aceste filtre, precum şi cele construite mai tîrziu, au fost instalaţii cunoscute pînă în prezent sub denumirea de *filtre lente,* funcţionînd cu viteze de trecere a apei prin strat de 0,10—0,40 m/h — apropiată de viteza de scurgere naturală a apei în stratele subterane [1 şi 131].

În procesul de filtrare lentă, eficacitatea filtrării rezultă în principal, din acţiunea stratului de substanţă organică (conţinînd bacterii, protozoare şi alge), care se dezvoltă în primii cîţiva centimetri de strat filtrant. Această membrană biologică de suprafaţă reţine majoritatea microorganismelor şi oxidează aproape totalitatea materiilor organice, folosind oxigenul dizolvat din apă, făcînd inutilă o dezinfectare ulterioară.

Scanned with OKEN Scanner

Volumul mare constructiv, ca și exploatarea greoaie a acestor tipuri de filtre, a impus căutarea unor alte metode, prin care să se satisfacă cerințele mereu crescînde ale consumatorilor.

*Adoptarea metodelor chimice de tratare a apei, încercată în anul 1827, dar utilizată curent din anul* 1881, *a permis schimbări importante și în concepția și funcționarea filtrelor, asigurînd dezvoltarea filtrării rapide, cu o utilizare mai largă la început, în S.U.A.* Apele de suprafață din această țară, cu un conținut mult mai bogat în substanțe în suspensie, nu se puteau limpezi în mod corespunzător prin metodele utilizate pînă atunci, devenind necesară o prealabilă tratare chimică.

În anul 1885 au fost instalate în S.U.A., *primele filtre mecanice* și în 1899 în Anglia au fost brevetate pentru prima oară *filtrele automate sub presiune.*

*Primul patent de filtru rapid a fost înregistrat în anul 1880 de J.W. Hyatt din Newerk* (*New Jersey*). Dintre primele lucrări mai importante în acest domeniu se citează cea realizată în 1890 de G.W. Fuller în orașul Louisvillle pentru alimentarea cu apă, care utiliza ca sursă rîul Ohio [19]. La această instalație o tratare satisfăcătoare s-a obținut la o viteză de filtrare de $\approx$ 5,00 m/h. De atunci și pînă în jurul anului 1950 s-a încetățenit concepția că filtrele rapide pot fi folosite la viteze de filtrare de $\approx$ 5,00 m/h.

G. W. Fuller [19] a sugerat că sînt posibile viteze mult mai mari. Această sugestie a fost verificată printr-un număr mare de cercetări recente și experiențe la scară industrială [11 și 53]. Multe stații funcționează în prezent cu viteze mărite de filtrare în perioadele de consum sporit. Cu toate acestea nici un studiu nu a stabilit o cale unică și practică de alegere corespunzătoare a vitezei de filtrare.

La filtrele rapide, reținerea particulelor în suspensie se face în toată masa nisipului filtrant, în principiu, într-o cantitate mai mare în partea superioară și mai mică în adîncimea stratului filtrant. Acțiunea bacteriologică a filtrelor rapide este mult mai redusă, necesitînd în continuare o dezinfectare a apei pentru a putea fi utilizată în scopuri potabile.

Totuși, în ultimii 50 ani s-au construit mai ales filtre rapide, ca urmare a debitelor din ce în ce mai mari, reclamate de consumatori. Cu toate acestea, în numeroase orașe mari s-au construit recent și filtre lente, ca de exemplu: Amsterdam, Anvers, Londra, Paris, Springfield etc.

Filtrarea este unul din cele mai vechi procedee de separare utilizate de către om, însă numai de cîteva decenii, filtrarea a fost transformată în știință, pînă atunci fiind considerată ca o artă; mult timp, utilizarea ei se făcea numai pe baze empirice, reușita depinzînd în exclusivitate de performanțele unor materiale sau utilaje.

Odată cu abordarea științifică a problemelor filtrării au putut fi obținute progrese remarcabile, extinzîndu-se foarte mult domeniile de utilizare a filtrelor, prin performanțele obținute.

**În prezent, procedeul de filtrare a apei în domeniul tratării apei potabile sau industriale cunoaște o puternică dezvoltare, principalele direcții de evoluție fiind:**

**I. Utilizarea de noi materiale în funcție de scopul urmărit:** ● *microsite pentru reținerea microorganismelor planctonice;* ● *cărbune activ pentru îndepărtarea gustului, mirosului și eventual a culorii;* ● *schimbători de ioni pentru*

*demineralizarea apei*; ● *granat, antracit, cocs metalurgic — la mărirea eficienței filtrelor de nisip*; ● *membrane filtrante etc.*

**II. Utilizarea de noi metode de exploatare**: ● *filtre sub presiune sau cu nivel liber*; ● *filtru cu debit constant sau debit variabil*; ● *filtre radiale*; ● *filtre uscate*; ● *filtre cu dublu sens*; ● *filtre cu spălare continuă*; ● *filtre cu coagulare în strat*; ● *filtre ascendente sau descendente etc., accentul punîndu-se pe automatizarea completă a exploatării acestora.*

### 1.2.2. EVOLUȚIA PROCESULUI DE FILTRARE LA EPURAREA APELOR UZATE

În paralel, fără a avea aceeași acuitate, odată cu problemele de alimentare cu apă s-au pus și problemele de evacuare a reziduurilor.

Dificultățile mari în acest domeniu au apărut numai odată cu dezvoltarea aglomerațiilor urbane. Introducerea canalizărilor la începutul secolului al XIX-lea a făcut ca murdăria acumulată pe străzi și în jurul locuințelor să fie transportată în mod organizat spre cursurile de apă.

Dezvoltarea industrială necesitînd mari cantități de apă de alimentare, rezultînd și debite mari de ape uzate a impus introducerea epurării apelor uzate. Primele utilizări ale tehnicilor de filtrare în domeniul epurării apelor uzate au fost în domeniul prelucrării nămolurilor rezultate din stațiile de epurare. În acest scop, *filtrele-presă* și *vacuum-filtrele* se utilizează cel mai frecvent la deshidratarea mecanică, preluînd tehnica filtrării folosită în procesele industriale.

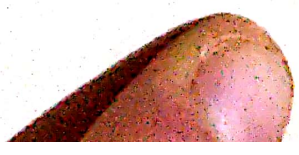
Marea diversitate a fenomenelor care au loc în procesul filtrării a fost sursa a numeroase speculații matematice; se pot cita astfel numai pînă în anul 1935 numeroși autori care au adus contribuții la teoria filtrării: Lewis, Almy, Underwood, Carman, Ruth etc.

O caracteristică a cercetărilor din această perioadă a fost aspectul foarte analitic și formal cu care se atacau problemele; după alegerea unui anumit număr de modele simplificate, autorii s-au axat pe studierea multor detalii cu ajutorul modelelor matematice, neglijînd adeseori că aspectul studiat are o importanță practică redusă.

Pe lîngă acest aspect negativ al lucrărilor teoretice din acea perioadă, a existat și unul pozitiv — faptul că au fost furnizate instrumente de lucru practicienilor și chiar dacă ecuațiile stabilite au fost modificate sau corectate în timp, și în prezent se utilizează încă ecuația lui Carman, ecuația lui Ruth sau ecuația lui Lewis.

În perioada respectivă a istoriei teoriei filtrării a existat o abundență de ecuații cu caracter formal, speculative, puține cu aplicabilitate imediată, aceasta deoarece mecanismul intim al procesului filtrării era practic omis din preocupări, *problema filtrării fiind tratată sub aspect global.*

În anul 1946 Ruth, care poate fi considerat ca fondatorul teoriei filtrării prin turte, a abordat o nouă cale de studiu, punînd la dispoziția cercetătorilor un nou instrument de lucru, *celula de porozitate-compresiune*. Din acel moment a început **studiul mecanismelor intime ale filtrării**: ● *studiul porozității*; ● *studiul compresibilității turtei*; ● *studiul hidrodinamicii curgerii prin straturi granulare compresibile etc.* Se recurgea și atunci la formularea mate-



Scanned with OKEN Scanner

matică a proceselor, însă se rezerva o parte mult mai mare aspectelor fizice ale fenomenelor.

Rezultatele nu au întîrziat să apară; se citează studiile efectuate de Grace pînă în anul 1950 și apoi de Tiller între anii 1950 și 1970, care poate fi considerat fondatorul teoriei moderne a filtrării prin turte.

*Dezvoltarea remarcabilă a filtrării în ultimii 10 ani se datorește nevoilor de ordin economic și ecologic.* Necesitatea de a prelua apă din surse din ce în ce mai încărcate cu impurități, precum și necesitatea de a proteja mediul înconjurător au făcut frecventă *utilizarea procedeelor de separare a lichidelor de solide.* De asemenea, dezvoltarea tehnicilor (utilaje, aparatură, materiale poroase) a permis extinderea utilizării acestui procedeu.

În urmă cu circa 20 ani s-a introdus tehnica filtrării și la epurarea propriu-zisă a apei uzate, date fiind restricțiile din ce în ce mai mari impuse apelor descărcate în emisari, precum și ca urmare a necesității de a se refolosi apele uzate. În acest scop s-au utilizat *filtrarea prin nisip*, preluînd întreaga experiență din domeniul alimentărilor cu apă.

*Și în cazul apelor uzate, filtrarea poate fi folosită ca pretratare*, ca proces final de epurare a efluenților rezultați din treapta secundară sau ca proces intermediar înainte de alte procedee care realizează epurări avansate în vederea recirculării.

## 1.3. CLASIFICAREA DIFERITELOR TIPURI DE FILTRE UTILIZATE LA TRATAREA ȘI EPURAREA APELOR

Procesul de separare al celor două faze eterogene solid-lichid, prin trecerea fazei fluide printr-un mediu poros sub acțiunea unei diferențe de presiune, se realizează prin filtre care pot fi instalații sau utilaje de alcătuire, formă, material, concepție și mod de funcționare foarte diferite. Din această cauză și clasificarea lor poate fi făcută din foarte multe puncte de vedere, prezentarea acestor clasificări putînd fi utilă la criteriile de alegere ale filtrelor.

### 1.3.1. CLASIFICARE DUPĂ DESTINAȚIA FILTRULUI

1) *Filtre pentru reținerea materiilor grosiere și a microorganismelor*, care sînt în cantități mici în apă, denumite și degrosisoare: site, site rotative, microsite etc.

2) *Filtre pentru eliminarea unei cantități relativ mici de impurități solide sau coloidale în suspensie în apă*; sînt cele mai frecvent întîlnite în tratarea și epurarea apelor și pot fi clasificate la rîndul lor după gradul de limpezire dorit.

3) *Filtre pentru corectarea anumitor indicatori calitativi ai apelor*, ca deferizarea, demanganizarea, demineralizarea, îndepărtarea gustului și mirosului etc.

4) *Filtre pentru reținerea fazei solide care conduc la filtrarea prin turte, în vederea separării materiilor solide* ce sînt în concentrații mai mari de 10—15%, adică a deshidratării nămolurilor.

Scanned with OKEN Scanner

### 1.3.2. CLASIFICARE DUPĂ MODUL DE FUNCȚIONARE

1) *Filtre gravitaționale* în care presiunea ce acționează este realizată de înălțimea coloanei de apă, categorie în care intră atît filtrele granulare prin strate groase, cît și filtrarea prin pereți subțiri, prin site sau microsite, acestea putînd fi staționare sau mobile.

2) *Filtre sub presiune* la care forța ce acționează apa pentru a trece prin materialul poros este realizată de instalații speciale care pot asigura viteze mari de trecere prin materiale granulare, țesături, membrane etc. În această categorie intră filtrele sub presiune din nisip, cu cărbune activ granulat, cu cartușe filtrante, filtrele cu prestrat, cu țesături, precum și filtrele presă.

3) *Filtre cu vid* sînt acelea la care diferența de presiune se realizează prin aplicarea unei depresiuni (vacuum) asupra filtratului, fiind categoria de filtre care se utilizează în general la deshidratarea nămolului rezultat din epurarea apelor, uneori utilizîndu-se și la filtrele cu prestrat la tratarea apelor de alimentare. Ca filtre cu vid se menționează cele cu tambur rotativ, cu discuri, cu bandă etc.

4) *Filtrele centrifuge* la care recuperarea fazei solide se face prin extragerea apei cu ajutorul forței centrifuge, utilizarea lor principală în domeniul tratării și epurări apelor fiind tot pentru deshidratarea nămolurilor.

5) *Filtre cu funcționare discontinuă* sau *filtre cu funcționare continuă.*

### 1.3.3. CLASIFICARE DUPĂ LOCUL OCUPAT DE FILTRU ÎN ANSAMBLUL SCHEMEI ȚEHNOLOGICE A STAȚIEI DE TRATARE SAU EPURARE

1) *Filtre pentru pretratare, preepurare* sau *filtre de siguranță.*
2) *Filtre ca treaptă unică de tratare*, în cazul tratării apelor subterane sau a apelor limpezi din lacuri.
3) *Filtre ca treaptă intermediară de tratare.*
4) *Filtre ca treaptă finală, de finisaj.*
5) *Filtre ca procedeu auxiliar de deshidratare a nămolurilor.*

### 1.3.4. CLASIFICARE DUPĂ CARACTERUL STRATULUI FILTRANT

1) *Filtre granulare*, în care stratul filtrant este alcătuit din materiale granulare (nisip, antracit, granat etc.).

2) *Filtre cu grătare* sau *filtre cu site*, în care peretele filtrant este format dintr-o sită cu orificii suficient de mici pentru reținerea impurităților aflate în apă.

3) *Filtre cu țesături* în care stratul filtrant este format dintr-o țesătură din fire metalice, fire naturale sau sintetice.

4) *Filtre cu materiale poroase* (carcase), care constituie suport pentru materialele ajutătoare și sînt formate din ceramică poroasă, fire metalice etc.

5) *Filtre cu materiale ajutătoare* care formează prestratul și pot fi: diatomită, perlit, fire de azbest etc.

6) *Filtre cu fetru*, care poate fi alcătuit din hîrtie, textile nețesute sau fetrul propriu-zis.

Scanned with OKEN Scanner

7) *Filtre cu un ansamblu de materiale* combinate, fire bobinate etc., care formează cartuşele filtrante.

**Filtrele din materiale granulare se clasifică şi după natura materialului filtrant,** care poate fi: ● *nisip cuarţos*; ● *antracit*; ● *cărbune activ granulat*; ● *cocs metalurgic*; ● *granat*; ● *diatomită*; ● *materiale plastice*; ● *bile de sticlă*; ● *marmură*; ● *magnetită*; ● *schimbători de ioni* etc.

### 1.3.5. CLASIFICARE DUPĂ MODUL DE ALCĂTUIRE AL STRATULUI FILTRANT

1) *Filtru cu simplu strat*, în care stratul este alcătuit dintr-un singur material granular.

2) *Filtre cu dublu strat*, în care pentru o eficienţă mai bună se folosesc două materiale cu greutăţi specifice diferite (antracit-nisipos; cocs metalurgic-nisip; nisip-granat; nisip-cărbune activ); stratul superior are în general şi un caracter adsorbant.

3) *Filtre multistrat*, în care numărul materialelor filtrante ce participă la realizarea încărcăturii este de 3, 4 sau chiar 5. În figura 1.1 se prezintă un exemplu de filtru alcătuit din 5 straturi.

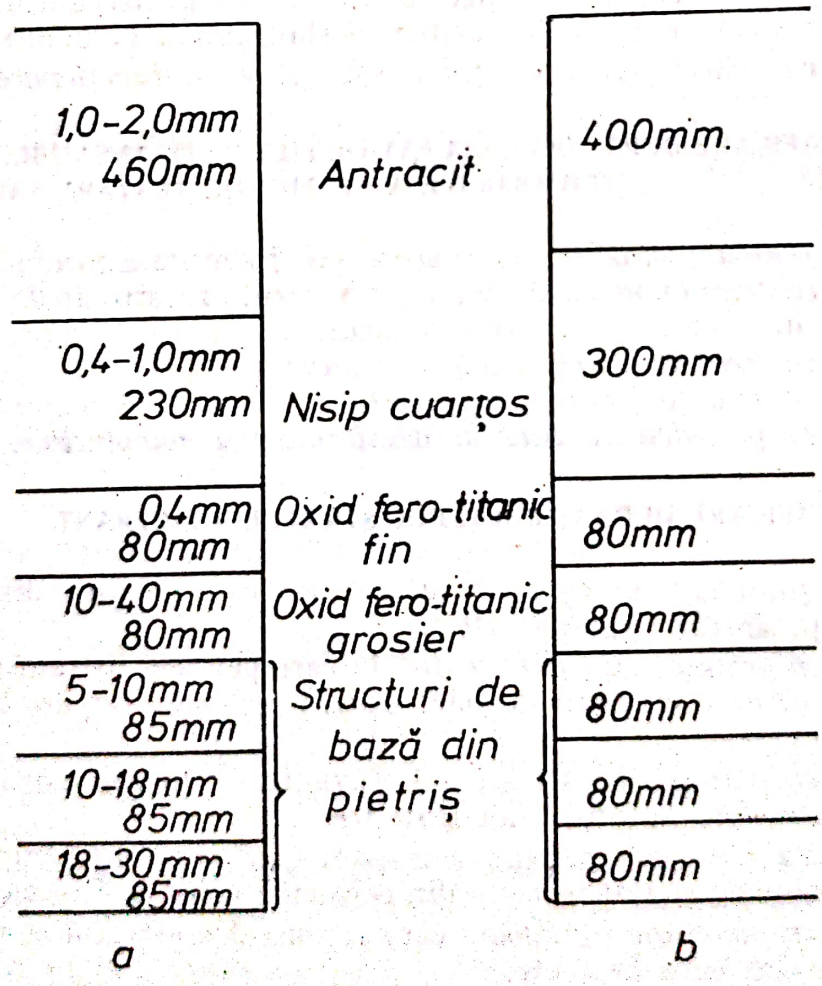



**Fig. 1.1. Exemple de structură ale filtrelor cu straturi multiple:**
*a* — pentru apă curgătoare; *b* — pentru apă din lac.

### 1.3.6. CLASIFICARE DUPĂ SENSUL DE CURGERE A APEI

1) *Filtre descendente*, în care apa are o circulaţie gravitaţională, de sus în jos prin filtru (fig. 1.2).

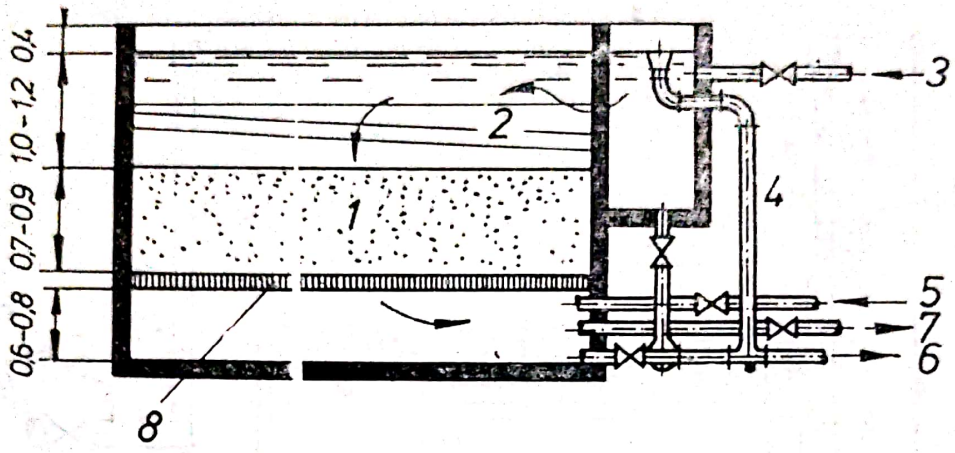



Fig. 1.2. **Filtru rapid cu nivel liber:**
*1* — strat filtrant; *2* — jgheaburi; *3* — apă decantată; *4* — preaplin; *5* — apă şi aer de spălare; *6* — golire; *7* — apă filtrată; *8* — drenaj.

2) *Filtre ascendente*, în care apa datorită presiunii disponibile circulă de jos în sus; o aplicaţie a acestei metode o constituie filtrul de contact din figura 1.3.

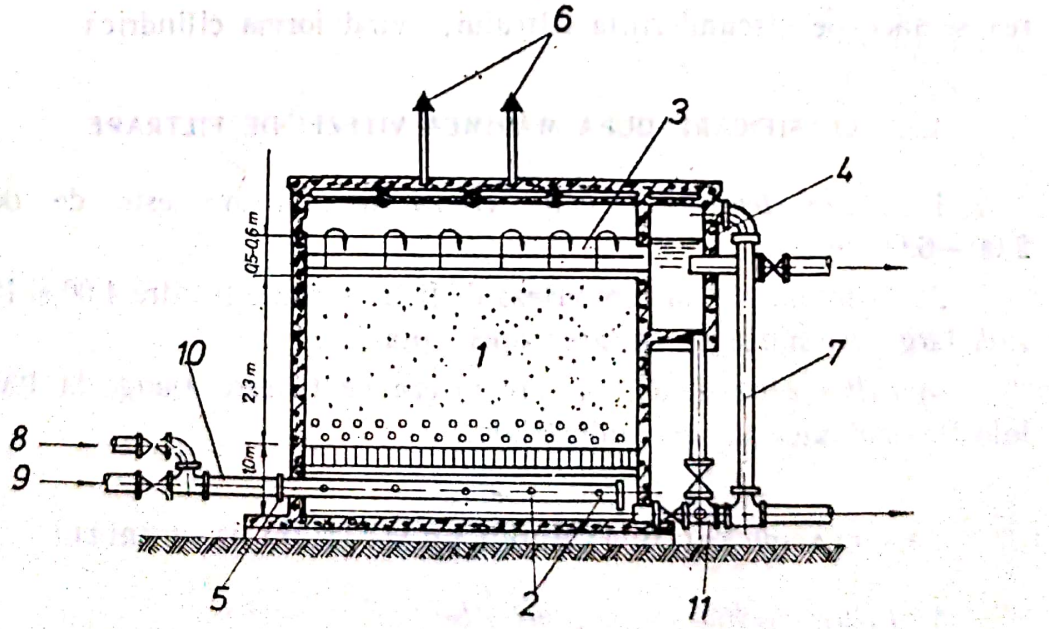



Fig. 1.3. **Schema filtrului de contact:**
*1* — strat filtrant; *2* — drenaj de mare rezistenţă; *3* — jgheaburi; *4* — buzunar de colectare; *5* — aparat de debit constant; *6* — conducte de ventilaţie; *7* — preaplin; *8* — apă brută; *9* — apă de spălare; *10* — coagulant; *11* — golire.

Scanned with OKEN Scanner

3) *Filtre cu dublu sens*, în care circulația apei se face de sus în jos și de jos în sus, colectarea filtratului făcîndu-se în zona centrală; schema unui astfel de filtru (AKH) este redată în figura 1.4.

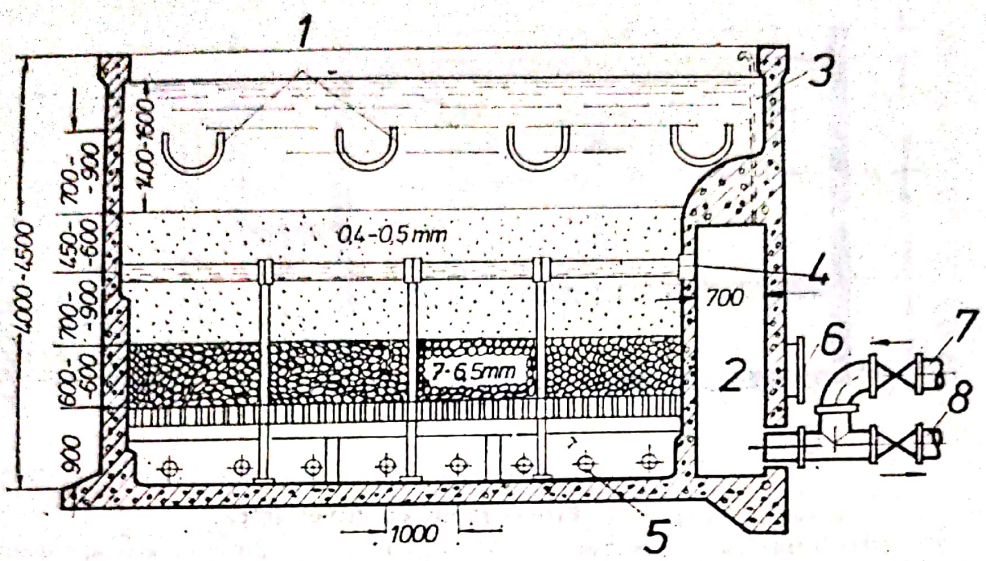



Fig. 1.4. **Schema filtrului AKH:**
*1* — jgheaburi; *2* — apă filtrată; *3* — aerisire; *4* — sistem de colectare; *5* — sistem de distribuție; *6* — gură de vizitare; *7* — apă de spălare; *8* — apă filtrată.

4) *Filtre radiale*, în care apa se introduce în zona centrală, iar colectarea se face pe circumferința filtrului, avînd forma cilindrică.

### 1.3.7. CLASIFICARE DUPĂ MĂRIMEA VITEZEI DE FILTRARE

1) *Filtre lente*, la care viteza de filtrare este de ordinul a 2,00—6,00 m/zi.

2) *Filtre rapide*, la care viteza de filtrare poate fi între 4,00 și 15,00 m/h; sînt larg răspîndite la tratarea apei potabile.

3) *Filtre ultrarapide*, la care viteza de filtrare ajunge la 100,00 m/h, folosite mai ales la ape industriale.

### 1.3.8. CLASIFICARE DUPĂ MODUL DE ALCĂTUIRE AL FILTRULUI

1) *Filtre deschise — cu nivel liber.*

2) *Filtre închise — sub presiune*; exemplu de astfel de instalații se prezintă în figurile 1.5 și 1.6 *filtre verticale sub presiune*, iar în figurile 1.7 și 1.8 *filtre orizontale sub presiune.*

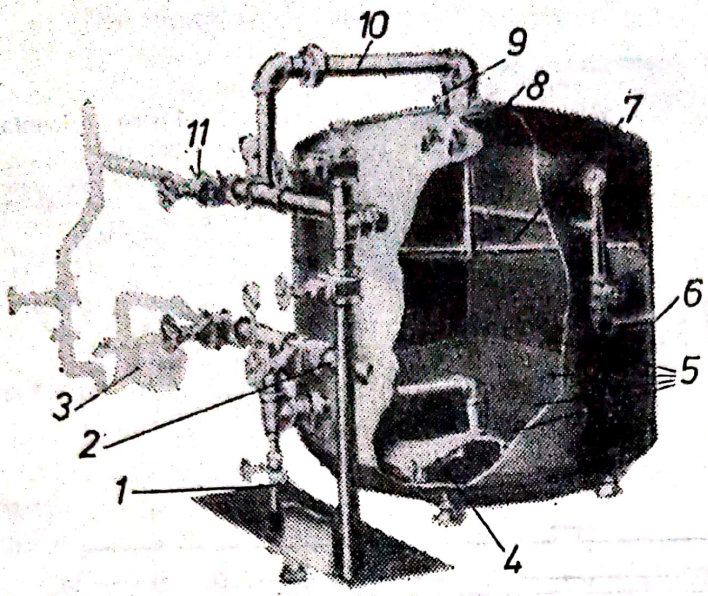



Fig. 1.5. **Filtru vertical sub presiune** [42]:

*1* — spre canalizare; *2* — ieşire apă filtrată; *3* — pompe de spălare; *4* — placă deflector; *5* — strate filtrante; *6* — spălare de suprafaţă; *7* — sistem rotativ de spălare; *8* — dispozitiv de distribuţie; *9* — supapă; *10* — colectare apă de suprafaţă; *11* — admisie apă decantată.

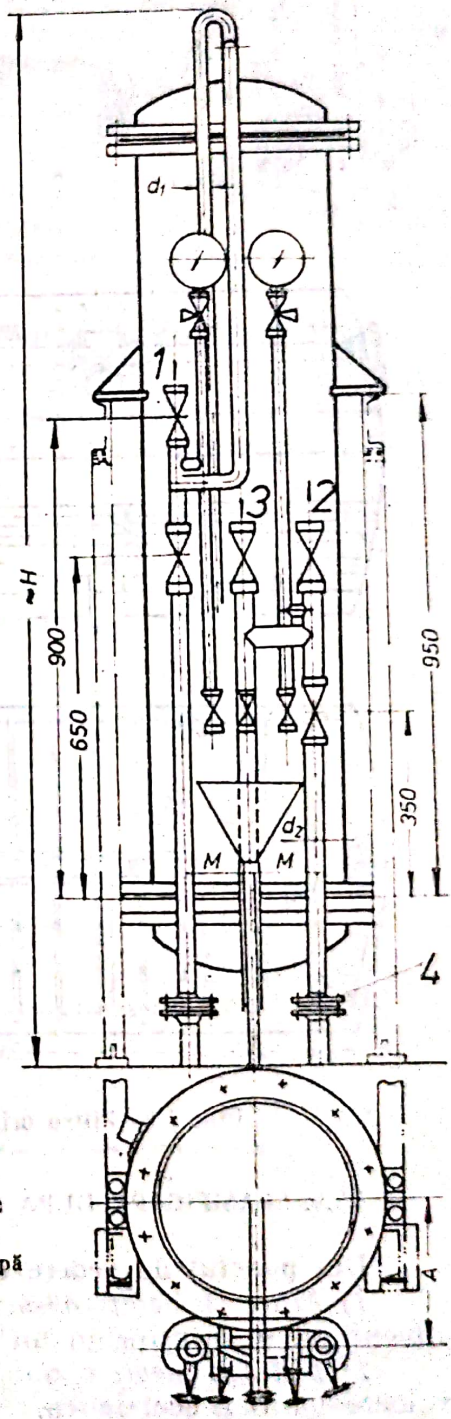



Fig. 1.6. **Filtru vertical sub presiune** (literatura sovietică):

*1* — apă de filtrat; *2* — apă filtrată; *3* — apă de spălare; *4* — flanşe de legătură.

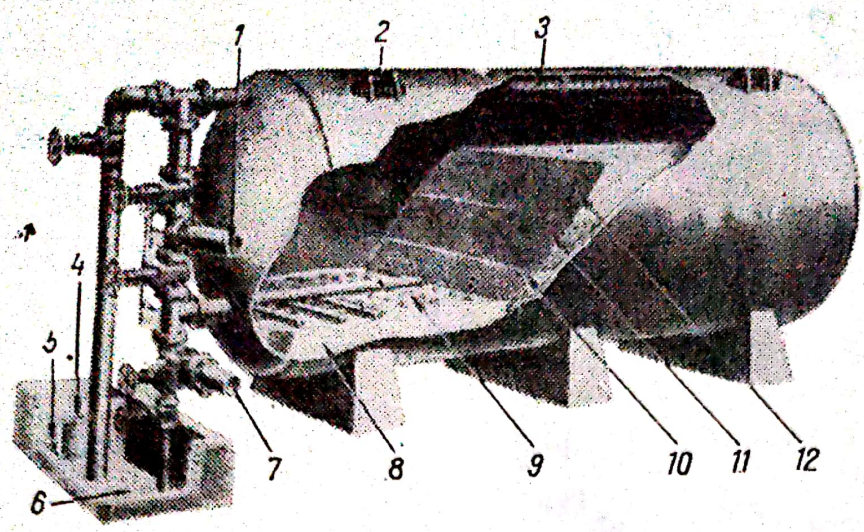



Fig. 1.7. **Filtru orizontal sub presiune:**
*1* — admisia apei decantate; *2* — acces om; *3* — sistem de distribuție; *4* — perete; *5* — canal; *6* — bazin; *7* — ieșire filtrat; *8* — subdrenaj; *9* — drenaj; *10* — pietriș; *11* — nisip grosier; *12* — nisip fin.

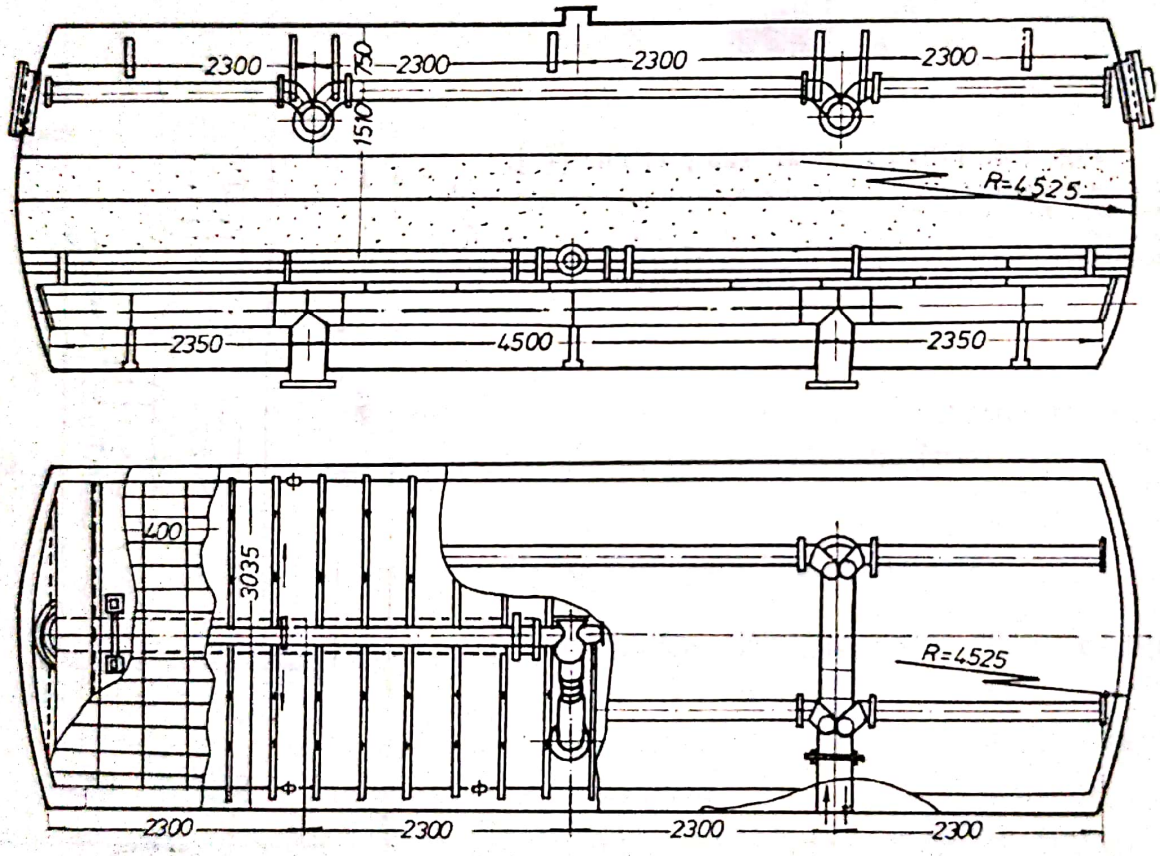



Fig. 1.8. **Filtru orizontal sub presiune** (literatura sovietică).

### 1.3.9. CLASIFICARE DUPĂ MODUL DE EXPLOATARE AL FILTRULUI

**Din punctul de vedere al debitului, filtrele pot fi:**

1) *Filtre cu debit constant*, la care prin reglarea vanei de pe conducta efluentului se menține în tot timpul ciclului un debit constant.

2) *Filtre cu debit variabil*, la care debitul este lăsat să descrească la o valoare minimă economică.

**Din punctul de vedere al nivelului apei, filtrele pot fi:**

1) *Filtru cu nivel constant*, la care nivelul apei în cuvă este menținut constant prin corelarea debitului intrat, cu cel ieșit.

2) *Filtre cu nivel variabil*, la care nivelul în cuvă crește pe măsura colmatării stratului pînă la un anumit reper, de la care se declanșează operația de spălare.

**Din punctul de vedere al spălării, filtrele pot fi:**

1) *Filtre cu spălare mecanică*, de genul filtrului lent la care spălarea constă din curățirea stratului de nisip cu suspensii.

2) *Filtre la care spălarea se face cu contracurent de apă și aer* — tipul cel mai obișnuit și răspîndit la filtrele rapide.

3) *Filtre cu spălarea asigurată printr-un dispozitiv ejector.*

4) *Filtre automate fără vane*, la care spălarea este declanșată automat printr-un dispozitiv hidraulic de amorsare, în momentul atingerii unei anumite pierderi de sarcină (fig. 1.9).

5) *Filtre cu spălare continuă* (fig. 1.10), brevet al firmei E.E.C.

6) *Filtre la care spălarea se face cu contracurent de apă și aer, suplimentată de o agitare de suprafață sau în masa nisipului*; agitarea se poate face cu dispozitive hidraulice sau mecanice; în figura 1.11 se prezintă un tip de instalație cu agitare mecanică.

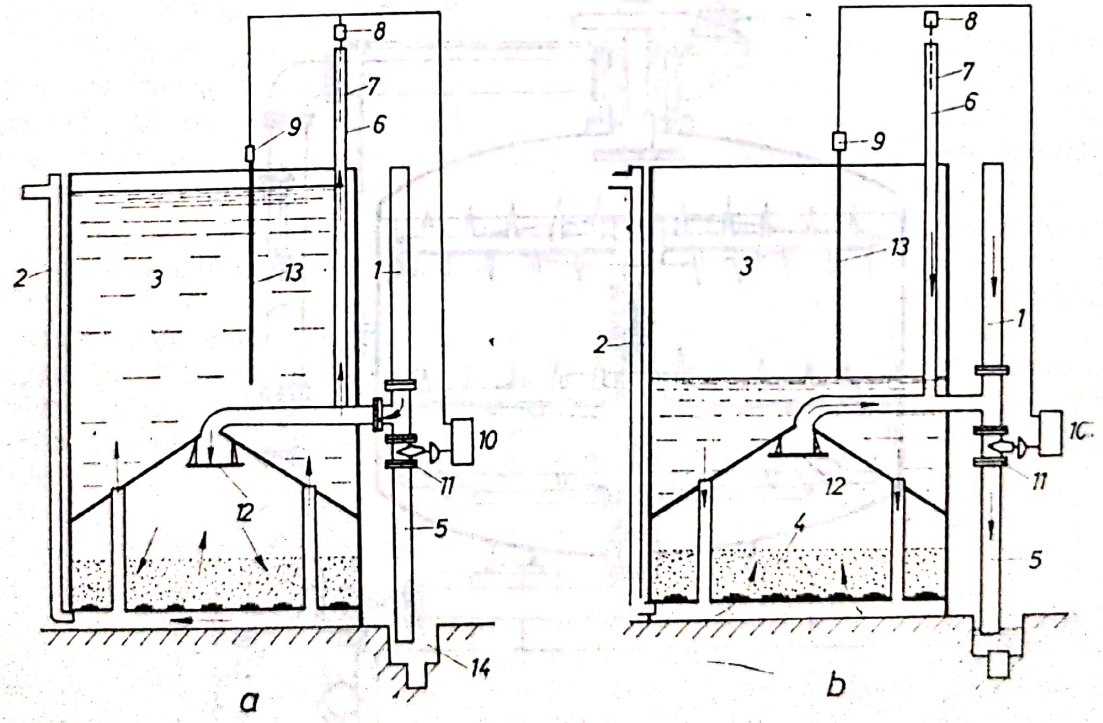



Fig. 1.9. **Filtru fără vane** (patent Union Tank Car Company):
*a* — operație de filtrare; *b* — operație de spălare;
*1* — conductă de apă brută; *2* — conductă de apă filtrată; *3* — rezervor pentru apă de spălare; *4* — pat filtrant; *5* — conductă de apă de spălare; *6* — conductă de comandă; *7* — sondă; *8* — comutator sensibil; *9* — comutator; *10* — mijloc de comandă electric; *11* — vană; *12* — șicană ; *13* — sondă; *14* — rigolă.

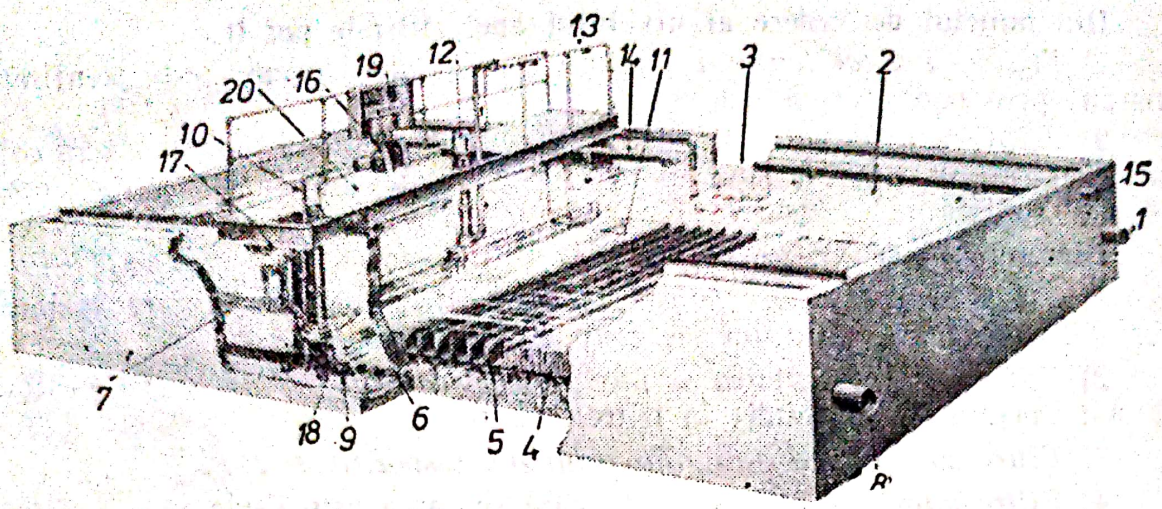



Fig. 1.10. **Filtru cu spălare continuă:**

*1* — conductă influent; *2* — ferestre pentru influent; *3* — canal pentru influent; *4* — strat de nisip compartimentat; *5* — subdrenaj secționat; *6* — fereastră pentru efluent și apă de spălare; *7* — canal efluent; *8* — evacuare efluent; *9* — vană de spălare; *10* — pompă de spălare; *11* — dispozitiv de spălare; *12* — pompă de evacuare apă de spălare; *13* — conductă de evacuare apă de spălare; *14* — jgheab apă de spălare ;*15* — evacuare apă de spălare; *16* — dispozitiv de acționare; *17* — sistem de susținere; *18* — control presiune; *19* — instrumente de control; *20* — dispozitiv de mișcare a mecanismului de spălare;

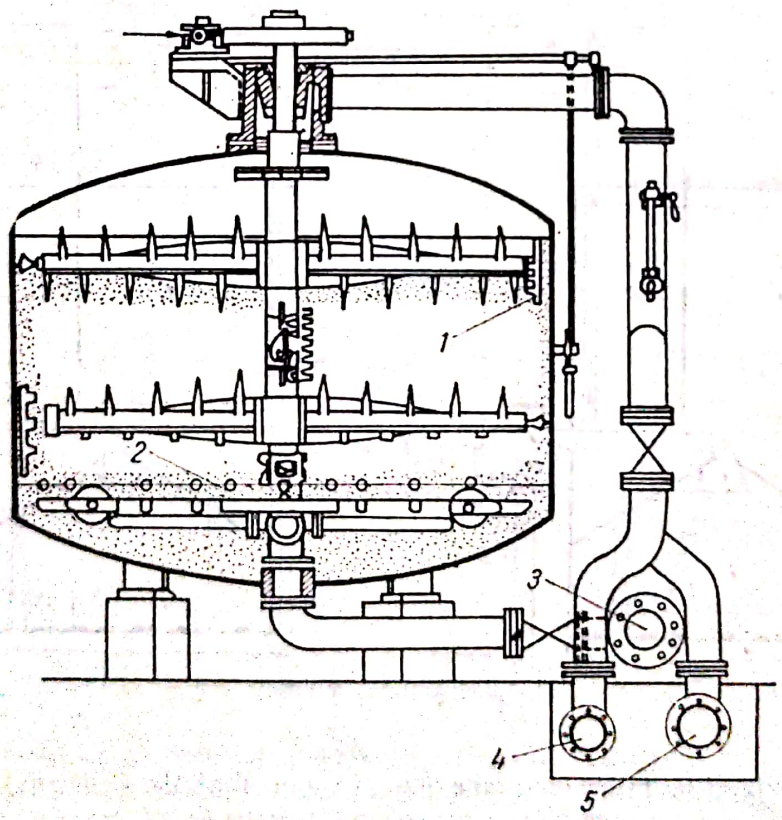



Fig. 1.11. **Filtru cu sistem de agitare mecanic:**

*1* — dispozitiv de greblare; *2* — drenaj; *3* — apă de filtrat; *4* — evacuare apă de spălare; *5* — apă filtrată.

Scanned with OKEN Scanner

## 1.4. PRINCIPALELE MODURI DE FILTRARE UTILIZATE LA TRATAREA ȘI EPURAREA APELOR

### 1.4.1. FILTRAREA PRIN STRATE GRANULARE

Acesta este procedeul cel mai frecvent utilizat în tratarea și epurarea apelor, fiind o filtrare ce se realizează pe toată grosimea stratului, care poate fi de ordinul metrilor. Acest fel de filtrare se utilizează la tratarea unor debite mari, cu concentrații relativ mici de suspensii și cu o decantare prealabilă necesară în majoritatea cazurilor.

**Reținerea particulelor solide se face prin traversarea stratului granular și se datorește în principal următoarelor cauze:**

1) *Cînd particulele au dimensiunea* $> 30$ *mm*, efectul reținerii este mecanic prin interceptie directă, sau atunci cînd viscozitatea nu este prea ridicată și cînd densitatea solidelor diferă sensibil de cea a lichidului, prin sedimentare. Particulele sînt reținute în interiorul golurilor constituite de către granulele materialului filtrant și sînt menținute de către forțele de frecare, precum și de către presiunea lichidului.

2) *Pentru particulele cu mărime de* 1 $\mu$, efectul de suprafață predomină, iar reținerea nu poate fi realizată decît prin interceptie directă; particulele sînt reținute la suprafața granulelor și sînt menținute de către forțele de atracție Van der Waals sau prin efecte electrocinetice.

3) *Pentru particule cu diametrul* $< 0{,}1$ $\mu$, se realizează filtrarea coloidală; reținerea poate să se facă și prin interceptie directă, însă în special prin efectul difuziei (mișcarea browniană); particulele sînt reținute la suprafața granulelor și menținute prin forțe Van der Waals, efecte electrocinetice sau prin legături chimice.

În practică se întîlnesc dimensiuni medii ale particulelor cuprinse între 1 și 30 $\mu$. Particulele mai mari se elimină mai ușor prin decantare decît prin filtrare, pentru cele mai mici este necesară o coagulare-floculare prealabilă a suspensiilor coloidale pentru a le aduce la dimensiunea minimă de 1 $\mu$. De asemenea, uneori coagularea-flocularea se poate produce în interiorul stratului filtrant, particulele coloidale găsind condiții favorabile pentru coalescență sau pentru a adera de alte aglomerări fixate sau depuse anterior pe granule.

### 1.4.2 FILTRAREA PRIN SITE

La acest tip de filtrare lichidul trece printr-o sită, caracterizată prin dimensiunea golurilor rețelei formate de mediul filtrant, de ordinul milimetrilor. Mecanismul de separare este mai simplu, deoarece prin sita cu o anumită dimensiune a golurilor (ochiurilor) — nu poate trece o particulă cu dimensiune mai mare. Acest fel de filtre se utilizează ca treaptă suplimentară, în general, pentru separarea particulelor grosiere în cantități mici.

Majoritatea filtrelor de acest fel sînt prevăzute și cu dispozitive de spălare automate.

Scanned with OKEN Scanner

### 1.4.3. FILTRAREA CU TURTĂ.

În acest caz se folosește drept suport pentru filtrare o pînză subțire, iar lichidul ce urmează a se filtra conține o cantitate mare de suspensii de dimensiuni mijlocii, apropiate sau chiar mai mici decît ale ochiurilor pînzei. În acest caz, după o perioadă inițială de filtrare, adeseori caracterizată prin obținerea unui filtrat impur, se realizează pe suportul filtrant o turtă din materii solide care formează niște mici bolți la contactul cu membrana. După această perioadă inițială care durează foarte puțin în raport cu durata totală a ciclului, se poate considera că mediul filtrant îl constituie turta și nu pînza subțire a cărei influență devine neglijabilă.

Grosimea acestei turte crește în timp, proporțional cu cantitatea de apă de filtrat, în procesele discontinue — procesul este întrerupt cînd s-a ajuns la grosimea stabilită a turtei și urmează evacuarea, iar în procesele continue, turta este evacuată continuu, pe măsura formării ei. Acest tip de filtrare este cel mai frecvent utilizat în tehnica tratării și epurării apelor la deshidratarea nămolurilor.

Scanned with OKEN Scanner

# 2. ASPECTE TEORETICE PRIVIND MIȘCAREA APEI PRIN STRATE FILTRANTE

Filtrarea apei ca noțiune generală cuprinde o serie întreagă de aspecte particulare, legate în special de forma și natura materialului filtrant, care determină și tipul de filtrare.

Din punct de vedere teoretic, fiecare din tipurile de filtre arătate în cap. 1 se supun unor legi specifice, sînt descrise de relații care prezintă un caracter particular pentru tipul de filtrare considerat.

Numeroase lucrări și comunicări tratează bazele științifice ale teoriilor și proceselor de filtrare, însă foarte puține dau și recomandări practice pentru dimensionarea și optimizarea exploatării.

Deoarece cea mai răspîndită formă de filtrare la tratarea și epurarea apelor este filtrarea prin medii granulare, s-a considerat util a prezenta într-un capitol special, elementele teoretice legate de această formă de filtrare, urmînd ca aspectele teoretice, legate de celelalte tipuri de filtrare să fie prezentate la capitolul respectiv.

## 2.1. ELEMENTE PRIVIND HIDRAULICA FILTRĂRII APEI PRIN STRATE GRANULARE

Mișcarea ascendentă sau descendentă a apei printr-un strat granular poate fi încadrată în problema generală a mișcării fluidelor prin medii poroase, **particularitatea constînd în natura celor două faze componente și inseparabile**:

1) *Faza solidă* — stratul granular (nisip de cuarț, antracit granulat etc.).

2) *Faza lichidă* — apa și conținutul de suspensii corespunzător.

Mișcarea apei printr-un mediu poros se desfășoară într-un domeniu foarte complex, format din intersecțiile particulelor solide de diverse forme și dimensiuni.

În aceste condiții, utilizarea legilor generale ale hidrodinamicii este practic imposibilă, dificultățile fiind generate de condițiile la granița fiecărei particule solide [47 și 130].

Pentru evitarea acestor dificultăți a apărut necesară introducerea unei scheme teoretice a fenomenului de filtrare. Mișcarea reală a apei prin golurile dintre particulele solide este înlocuită cu o mișcare aparentă, care are loc prin tot spațiul ocupat de lichid și solid, cu condiția ca debitul ce trece prin orice secțiune să fie egal cu cel real.

Scanned with OKEN Scanner

O primă exprimare a **legii de curgere a apei prin medii poroase** a fost formulată de Darcy sub forma:

$$v = k_p\, i; \tag{2.1}$$

$v$ = viteza aparentă [m/h];
$k_p$ = coeficient de permeabilitate [m/h];
$i$ = gradient hidraulic = $h_f/L$;
$L$ = grosimea stratului filtrant [m].

Relaţia liniară a lui Darcy, aplicabilă în acest caz, a fost confirmată de numeroase studii experimentale şi de teren, prezentînd totuşi anumite limite de valabilitate [130].

Legea liniară corespunde exact fenomenului atît timp cît se poate neglija influenţa forţelor de inerţie, deci, pentru numere Reynolds care nu depăşesc o valoare critică, adică pentru un regim laminar de mişcare a apei prin strat.

Natura acestei limite a fost multă vreme obiectul unor opinii contradictorii. După unii cercetători, legea lui Darcy nu se mai poate aplica atunci cînd apare turbulenţa; după alţii, legea nu mai este valabilă înainte de apariţia turbulenţei, datorită rolului crescînd al forţelor de inerţie (studii mai recente au confirmat justeţea celei de a doua teorii).

Exprimînd **gradientul hidraulic** printr-o relaţie generală asemănătoare relaţiei lui Darcy pentru conducte:

$$i = C_f \cdot V^2/gd, \tag{2.2}$$

s-au obţinut experimental; pentru diferite nisipuri, **curbe de variaţie ale coeficientului de rezistenţă** $C_f = f\,(\mathrm{Re})$ — figura 2.1. Cu toate că legea lui Darcy nu mai este aplicabilă pentru valori $\mathrm{Re} > \mathrm{Re}_{1cr}$ fenomenul de turbulenţă nu apare la $\mathrm{Re} = \mathrm{Re}_{1\,cr}$, ci la valori mai mari ale acestuia, la $\mathrm{Re} = \mathrm{Re}_{2\,cr}$.

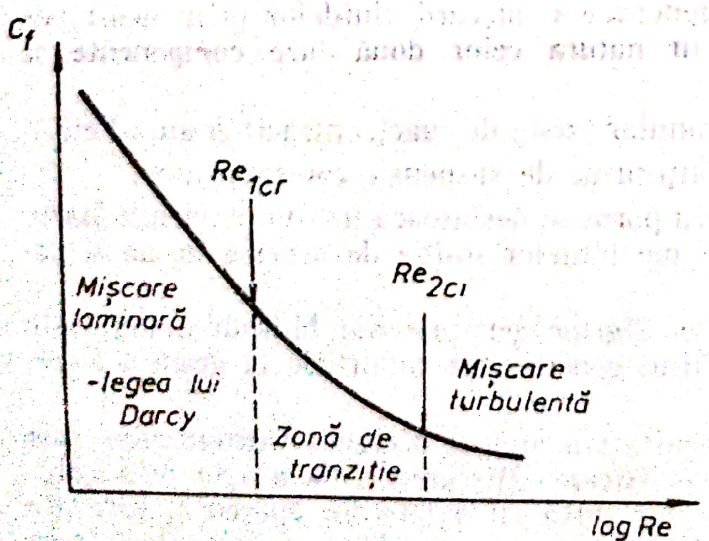



Fig. 2.1. **Variaţia coeficientului de rezistenţă la trecerea apei prin strate granulare.**

S-a considerat important a stabili pentru condiţiile filtrării rapide obişnuite, zona de încadrare a valorilor numărului Re, pentru a vedea, în ce măsură se poate aplica legea lui Darcy la studiul filtrării rapide. În acest scop, a fost calculată valoarea numărului $\mathrm{Re}_{1cr}$ după 7 relaţii, prezentate de literatura de specialitate (tabelul 2.1).

Dispersia relativ mare a valorii numărului $\mathrm{Re}_{1cr}$ este cauzată de formula de definiţie, în care intră viteza aparentă şi diametrul caracteristic

*Tabelul 2.1.* **Calculul numărului $Re_{1\,cr}$ pentru condiţiile filtrării rapide**

| Valoarea | U.M. | Autorii relaţiilor de calcul: | | | | | | |
|---|---|---|---|---|---|---|---|---|
| | | Pavlovschi | Lindquist | Schnebelli | Nagy | Mintz | Univ. Columbia | Camp |
| Relaţia | | $\frac{Vd_{10}}{(0{,}75m+0{,}25)\upsilon}$ | $\frac{Vd_{10}}{\upsilon}$ | $\frac{Vd_{10}}{\upsilon}$ | $\frac{Vd_{10}}{\upsilon}$ | $\frac{Vd_{10}}{6\upsilon\alpha(1-m)}$ | $\frac{Vd_{10}}{\upsilon m1/3}$ | $\frac{Vd_{10}}{\upsilon\sqrt{\frac{m}{1-m}}}$ |
| Valoarea lui $Re_{1cr}$ | | 7,50—9,00 | 4,00 | 2,00 | 5,00 | 2,00 | 6,00 | 12,00 |
| Valoarea lui $Re_{1cr}$ la începutul ciclului de filtrare | $Re_{min}$<br>$Re_{max}$ | 0,505<br>9,40 | 0,205<br>4,90 | 0,265<br>4,90 | 0,265<br>4,90 | 0,056<br>1,04 | 0,358<br>6,60 | 0,325<br>6,00 |
| Valoarea lui $Re_{1cr}$ la sfîrşitul ciclurilor de filtrare | $Re_{min}$<br>$Re_{max}$ | 1,25<br>23,50 | 0,67<br>12,30 | 0,67<br>12,30 | 0,67<br>12,30 | 0,28<br>2,60 | 0,90<br>16,50 | 0,81<br>15,00 |

$v$ = viteza de filtrare (3,00—12,00 m/h);
$d_{10}$ = diametrul corespunzător fracţiunii de 10% din curba granulometrică (0,5—1,5 mm);
$m$ = porozitatea (0,4);
$\alpha$ = coeficientul de formă al granulelor (1,3);
$\upsilon$ = viscozitatea cinematică a apei între 4 şi 20°C ($1{,}567 \cdot 10^{-6}$ — $1{,}011 \cdot 10^{-6}$ m²/s)



Scanned with OKEN Scanner

al nisipului, fără a se considera și forma și dimensiunile interspațiilor prin care se produce în realitate mișcarea apei.

În ceea ce privește valorile numărului Re, calculat în condițiile filtrării rapide se observă că, în general, la începutul ciclului, filtrele sînt exploatate în domeniul laminar, fiind posibilă aplicarea legii Darcy.

Pe măsura desfășurării procesului, datorită acumulărilor de suspensii reținute din apa tratată, porozitatea stratului se reduce considerabil. Concomitent are loc și o creștere a numărului Reynolds, astfel că după Camp [11], **raportul dintre numărul Reynolds la un moment dat și acela de la începutul ciclului** se poate exprima sub forma:

$$\frac{\mathrm{Re}}{\mathrm{Re}_0} = \sqrt{\frac{m_0\,(1-m_0)}{m\,(1-m)}}\left(1+\frac{\Delta d}{d_0}\right); \qquad (2.3)$$

$m_0$, $m$ = porozitatea stratului inițial și colmatat;
$d_0$ = mărimea granulei curate;
$\Delta d$ = creșterea în mărime a granulei prin învelișul de flocoane.

Același autor notează că o creștere a numărului Reynolds are loc întotdeauna în timpul ciclului de filtrare, dar nu mai mult de 2,6 ori valoarea inițială.

Acceptînd această valoare, din tabelul 2.1 se observă că în majoritatea cazurilor valoarea $\mathrm{Re}_{l,r}$ este depășită în cursul filtrării rapide, fapt ce face imposibilă aplicarea legii lui Darcy pe toată lungimea ciclului de filtrare.

Această particularitate a procesului de filtrare a apei în scopul limpezirii, care se manifestă prin continua modificare a proprietăților geometrice a mediului poros în timpul ciclului, fapt ce atrage după sine schimbarea condițiilor hidrodinamice de mișcare a apei, a determinat pe majoritatea specialiștilor să încerce caracterizarea fenomenului de filtrare prin relații matematice proprii, care să poată fi aplicate pe toată durata ciclului respectiv.

## 2.2. MECANISMUL FILTRĂRII

Fenomenele fizice, fizico-chimice și biologice care au loc în procesul de limpezire a apei prin filtrare sînt deosebit de complexe, fapt ce confirmă justețea introducerii acestor probleme pe ordinea de zi a ultimelor congrese și conferințe internaționale din domeniul alimentărilor cu apă [53, 58, 89, 90 și 108].

**Complexitatea acestui proces este cauzată de numărul mare de variabile implicate, care aparțin:**

1) *Mediului filtrant*, incluzînd: mărimea, forma și natura granulelor, porozitatea și înălțimea stratului filtrant etc.

2) *Suspensiei* care urmează a se filtra, presupunînd: mărimea, forma și natura suspensiilor, densitatea, concentrația și porozitatea depozitelor de particule, reținute în interiorul stratului filtrant.

3) *Condițiilor de filtrare a lichidului*, din care se citează: debit de filtrare, temperatura apei, metoda de exploatare etc.

Scanned with OKEN Scanner

Suplimentar, complexitatea procesului este accentuată de faptul că majoritatea parametrilor implicați sînt variabili în timpul aceluiași ciclu filtrant, datorită modificării continue a structurii stratului filtrant.

**Acest fapt a determinat elaborarea unor numeroase teorii, pentru a explica și a prevedea performanțele filtrării.** Ele se pot clasifica în funcție de natura variabilelor care sînt considerate de autorul respectiv a fi determinante în desfășurarea procesului. Astfel, teoriile care consideră importante caracteristicile fizice ale stratului filtrant și ale suspensiilor ce urmează a fi reținute, ca și metoda de filtrare utilizată, vor fi considerate ca teorii fizice ale filtrării. Marea majoritate a teoriilor fizice se ocupă cu stabilirea valorilor optime ale dimensiunilor mediului filtrant (granulozitate, înălțime), ale vitezei de filtrare etc. Teoriile, care consideră ca fiind determinante caracteristicile chimice ale fazei apoase și caracteristicile de suprafață ale particulelor în suspensie și ale granulelor mediului filtrant, fac parte din grupa teoriilor chimice ale filtrării.

**Un alt criteriu de diferențiere este cel după importanța care se acordă,** fie reținerii suspensiilor la nivelul suprafeței unei granule, fie reținerii suspensiilor în stratul filtrant, considerat în totalitatea lui. Deoarece nu poate fi neglijat nici unul din cele două aspecte va fi analizat mai întîi mecanismul reținerii particulelor în suspensie pe suprafața granulelor unui strat filtrant și apoi mecanismul reținerii acestora la trecerea printr-un strat filtrant granular.

### 2.2.1. MECANISMUL REȚINERII PARTICULELOR DE SUSPENSII PE SUPRAFAȚA GRANULELOR UNUI STRAT FILTRANT

În cadrul acestui mod de a privi procesul de filtrare vor fi analizate succesiv teoriile fizice, chimice, fizico-chimice, ca și acele care acordă importanță și unor alte elemente ca: activitatea biologică a unor organisme din apă, coagularea particulelor coloidale în interiorul materialului filtrant.

2.2.1.1. **Teorii fizice.** Sînt luate în considerație următoarele **mecanisme care parțial sau în totalitate pot să explice fenomenul de filtrare:**

**Mișcarea Browniană.** Poate fi un mecanism prin care particulele în suspensie ajung să vină în contact cu suprafața granulelor mediului filtrant. Intensitatea acestuia este în funcție de mărimea translației particulei sub acțiunea difuziei browniene.

**Ecuația lui Einstein pentru translația unei particule sferice** [19]:

$$x = \frac{2 K T t}{3 \pi \mu D}; \qquad (2.4)$$

$x$ = translația medie a particulei de diametrul $D$ în timpul $t$;
$K$ = constanta lui Boltzman;
$T$ = temperatura absolută;
$\mu$ = viscozitatea dinamică a fluidului.

Pentru particulele de dimensiuni care depășesc 2 $\mu$, acest mecanism are efect foarte redus. Dimensiunea medie a particulelor din apele de suprafață

este de ordinul a 22—57 μ [105]. Astfel, că în tratarea apelor de alimentare acest mecanism poate fi neglijat.

**Inerția.** O suspensie trecînd printr-un mediu poros trebuie să-și schimbe necontenit direcția pentru a permite curentului să înconjoare granulele stratului filtrant (fig. 2.2). Inerția poate face ca impuritățile să aibă tendința să-și continue drumul pe direcția inițială, intrînd în contact direct cu granulele respective.

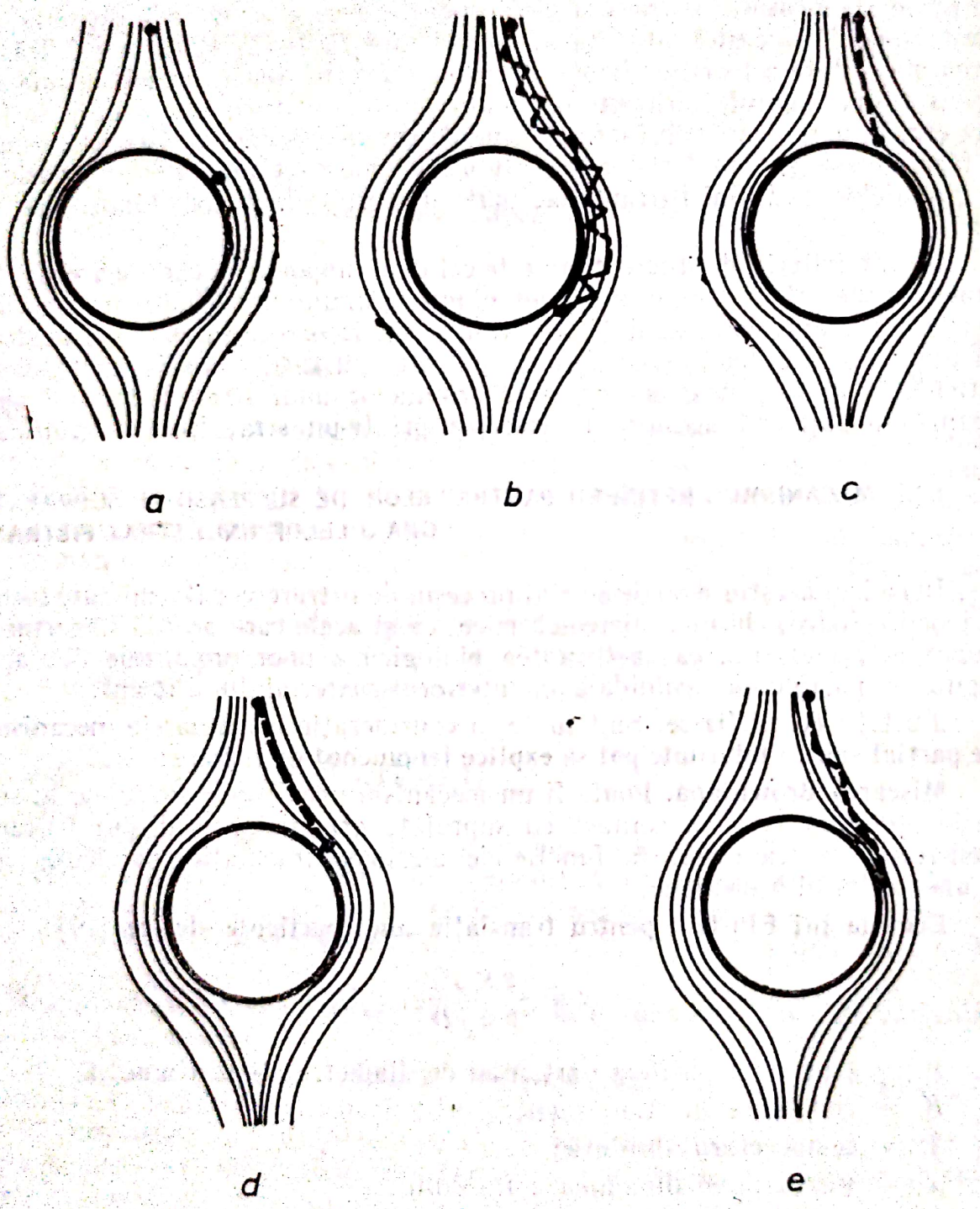



Fig. 2.2. **Mecanisme fizice de reținere a suspensiilor:**
*a* — interceptie; *b* — difuzie; *c* — inerție; *d* — sedimentare; *e* — acțiune hidrodinamică.

**Chen C.Y.** [89], **propune la studiul aerosolilor, relaţia:**

$$P_i = \frac{\rho_p D^2 v}{\mu d}; \qquad (2.5)$$

$P_i$ = probabilitatea de împingere a unei particule de diametrul $D$ pe un tub de diametrul $d$;

$v$ = viteza;

$\rho_p$ = densitatea particulei;

$\mu$ = viscozitatea dinamică a fluidului.

Acest mecanism este dominant în reţinerea mecanică din filtrele de fibră, utilizate la purificarea aerului, dar are efect redus în cazul lichidelor datorită viscozităţii mari a acestora, după cum a arătat K. Ives în anul 1960 [58]. El a calculat parametrul inerţial cu ajutorul relaţiei (2.5) pentru particule de siliciu cu diametrul de 60 μ, care a dus la stabilirea unei eficienţe teoretice de reţinere în jur de 1%. K.M. Yao, [60] a prezentat un calcul similar, arătînd că acest mecanism este neglijabil în filtrarea apei.

**Probabilitatea de contact.** În acest caz se consideră masa de nisip ca o reţea de tuburi strangulate. În punctele de strangulare particulele în suspensie pot fi aduse în contact cu suprafaţa granulelor la convergenţa liniilor de curent ale fluidului.

**P.C. Stein** [79] **propune relaţia:**

$$P_c = D^2/d^3; \qquad (2.6)$$

$P_c$ = probabilitatea de înlăturare a unei particule de diametrul $D$ la scurgerea printr-un strat filtrant alcătuit din granule de diametrul $d$.

Relaţia a fost prezentată de Th.R. Camp [11] în urma cercetărilor efectuate pe o celulă din material transparent, de formă plată (pentru a putea fi observată la microscop); figurile 2.3 şi 2.4. La interior pentru a simula nisipul din filtre au fost prevăzute rondele de 1 mm lungime şi 0,66 mm diametru. Lichidul folosit a fost special studiat pentru a asigura posibilităţile optime de observare şi fotografiere la microscop. Precipitarea particulelor coloidale s-a obţinut cu o soluţie de permanganat de potasiu şi tiosulfat de sodiu în prezenţa sulfatului feric.

Mecanismul de reţinere a particulelor în jurul rondelelor se observă în figura 2.4. În prima imagine (*a*) sînt indicate cu 1, 2, 3, cele trei poziţii probabile în care, ca urmare a contactului dintre granula materialului filtrant şi particula în suspensie, aceasta din urmă poate fi reţinută în stratul filtrant. În celelalte imagini se arată acumularea particulelor, după diferite intervale de timp şi în funcţie de diferite condiţii, iar în ultima imagine (*h*) este pusă în evidenţă pătrunderea suspensiiilor printre rondele filtrante.

Rezultatele observaţiilor pe celula special concepută se pot explica în sensul, că reţinerea particulelor în suspensie în timpul filtrării se produce numai în urma contactului dintre acestea şi rondele, după ce la suprafaţa ultimelor s-a format o peliculă din suspensiile reţinute în urma unui contact primar.

Scanned with OKEN Scanner

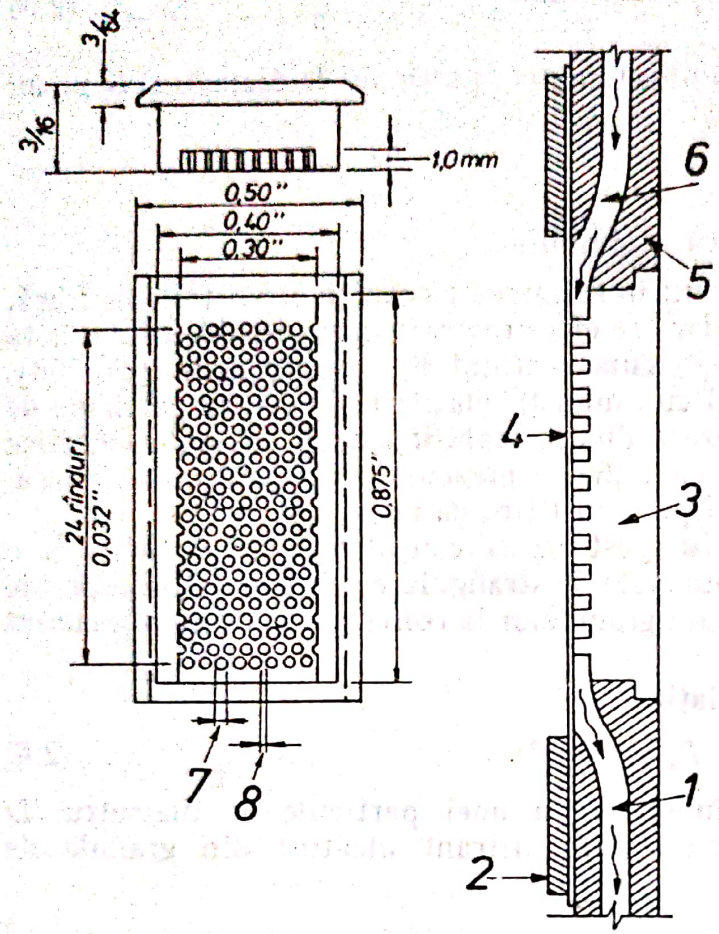



Fig. 2.3. **Filtrul experimental** [14]:
*1* — canal de evacuare; *2* — sistem de prindere; *3* — rondele filtrante; *4* — sticlă subțire; *5* — corpul modelului; *6* — canal de intrare; *7* — diametrul rondelei; *8* — distanța dintre rondele.

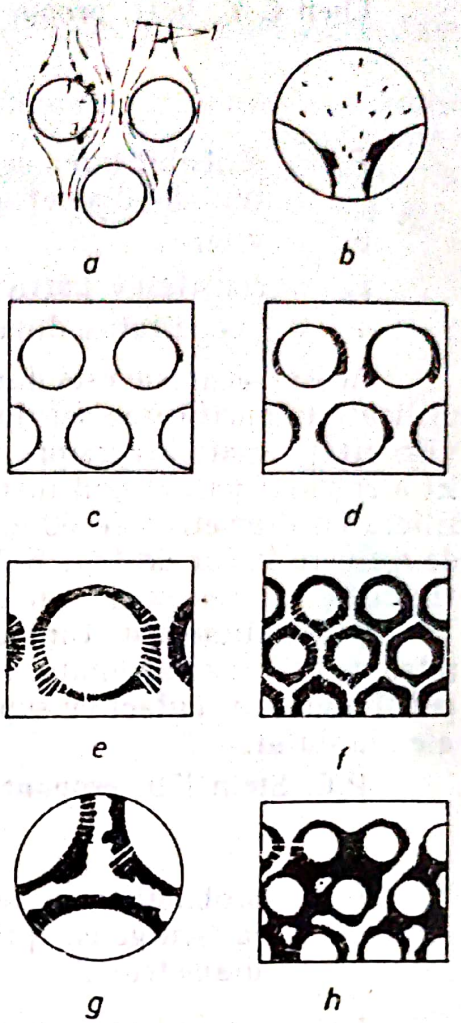



Fig. 2.4. **Mecanismul de colmatare al filtrului** [14]:
*a* — contact cu rondele; *b* — partea de sus a rondelei 1/4 min; *c* — după 1/2 min; *d* — după $1^1/_2$ min; *e* — redarea efectului de formare a peliculei; *f* — dezvoltarea peliculei; *g* — situația la baza unui canal; *h* — efectul de străpungere.

Rondelele din celula experimentală nu se află în contact una cu cealaltă, în timp ce într-un filtru real, granulele de nisip au între ele numeroase puncte de contact. De aceea sînt mai puține șanse de pătrundere a particulelor printr-un filtru real, decît în cazul celui cu care s-au făcut experimentările.

**Cernerea.** Concepția tradițională a filtrării rapide prin nisip consideră că reținerea particulelor se poate datora și cernerii.

J.R. Baylis și Hall W.E. [5 și 58] au stabilit că particulele mici pot fi reținute la trecerea prin spațiul unde se ating două granule.

**Relația stabilită de Hall W.E. [58] pentru cernere:**

$$P_s \approx (D/d)^{1,5}; \qquad (2.7)$$

$P_s$ = probabilitatea de reținere;
$D$ = diametrul particulei;
$d$ = diametrul granulei de nisip.

Pe de altă parte, alți autori [58] afirmă că dacă mărimea particulelor reținute în filtru (0,1 — 50 μ) este mult mai mică decît deschiderea porilor (≈ 200 μ) cernerea nu poate fi considerată ca un mecanism important de reținere.

În cazul că acest mecanism este totuși important, atunci nu mai este necesară asigurarea unei grosimi de strat filtrant și vor corespunde foarte bine micrositele.

**Sedimentarea.** A. Hazen [89] a stabilit primul că spațiile goale dintre granule pot acționa ca bazine de sedimentare și a arătat, că în filtrele lente de nisip se pot înlătura prin acest mecanism particule de dimensiuni foarte reduse (0,0003 mm).

G.M. Fair și D.R. Stanley [89] au completat această concepție stabilind că în filtrele de nisip pot fi reținute particule de 20 de ori mai mici decît cele reținute în bazine de sedimentare la o aceeași sarcină hidraulică. Aceasta se explică prin acțiunea suplimentară a forțelor absorbante, care rețin particulele cînd acestea ating granula de nisip.

C.Y. Chen și W.E. Hall [59 și 89] au dezvoltat teoria probabilității reținerii suspensiilor prin sedimentare, stabilind că acest efect crește proporțional cu pătratul dimensiunii particulelor și cu diferența de densitate între particulă și fluid și scade odată cu creșterea viscozității dinamice a fluidului μ și a vitezei de filtrare $v$.

**În acest mod sedimentarea poate fi caracterizată de grupul adimensional:**

$$A = \frac{g\,(\rho_p - \rho)\,d^2}{18\,\mu\,V}. \qquad (2.8)$$

Cu cît este mai mare acest grup, cu atît efectul sedimentării va fi mai important în reținerea particulelor. Totuși, mult timp sedimentarea a fost considerată necorespunzătoare pentru a explica procesul de filtrare.

Lucrări experimentale recente din Franța [80] au readus în actualitate sedimentarea în spațiul porilor ca mecanism care poate explica performanța filtrelor rapide. S-au efectuat studii pe filtre speciale (fig. 2.5) construite din rondele metalice perforate, care să oblige apa să parcurgă o traiectorie sinuoasă. Orificiile acestor rondele s-au echivalat cu spațiul porilor unui nisip cu dimensiunea granulelor de 3—7 mm. Rezultatele calitative sînt comparabile cu cele obținute la filtrarea printr-un nisip de dimensiuni folosite în mod curent la stațiile de tratare a apei.

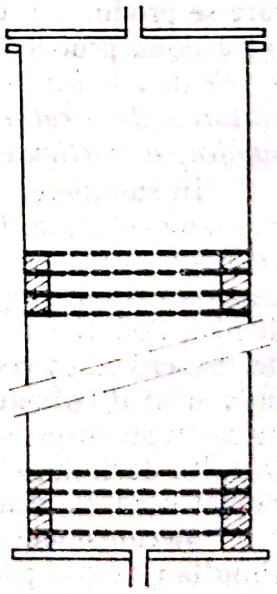


Fig. 2.5. **Filtru experimental** [52].

În baza acestui rezultat se afirmă că dimensiunea granulelor stratului filtrant are puțină importanță în procesul de filtrare, determinant fiind numărul de

obstacole pe care îl întîlneşte apa ce urmează să fie limpezită, deci înălţimea totală a stratului filtrant.

Fenomenul cunoscut, că după un anumit timp de funcţionare, în cazul aceluiaşi ciclu, calitatea filtratului se deteriorează, este legat de gradul de acumulare a depunerilor în spaţiul de sedimentare. Astfel că filtrarea ar putea fi considerată ca un proces de sedimentare în spaţiul porilor materialului filtrant, proces ajutat de alipirea reciprocă dintre suspensiile aflate în apă, cînd sînt de natură coloidală şi supuse coagulării.

Pe de altă parte, C.F. Lark [30] menţionează că dacă particulele în suspensie sînt foarte mici în comparaţie cu diametrul porilor, cum este cazul filtrării rapide prin nisip, acţiunea de limpezire a filtratului nu poate fi explicată prin mecanismele mecanice. Calculele sale în privinţa filtrării flocoanelor de hidroxid feric l-au dus la concluzia, că în acest caz efectul de sedimentare este neglijabil.

**Acţiunea hidrodinamică.** Este cunoscut din hidrodinamică [13 şi 84] că pentru valori ale numărului Reynolds scăzute, particulelor sferice aflate într-un cîmp uniform (un gradient al vitezei constant într-o secţiune a liniilor de curent) le este imprimată o mişcare de rotaţie cu o deplasare laterală, perpendiculară pe liniile de curent. Acest efect va fi accentuat, dacă cîmpul nu este uniform şi dacă nu este nici staţionar, cum este cazul curgerii prin porii stratului filtrant. În mod suplimentar, dacă particulele nu sînt sferice, acestea vor suferi o rotaţie suplimentară şi o mişcare laterală din cauza lipsei de simetrie. Efectul poate fi în continuare accentuat dacă suspensiile sînt deformabile.

Rezultatul net este că particulele din apă prezintă o tendinţă aparentă de a traversa liniile de curent din porii materialului filtrant (v. fig. 2.2, *c*).

O altă interpretare a acţiunii forţelor hidrodinamice o propune cercetătorul sovietic D.D. Mintz [88, 89, şi 90]. Acesta presupune că sub influenţa forţelor hidrodinamice la trecerea apei prin mediul poros, **efectul de limpezire care se produce în fiecare fracţiune elementară a stratului filtrant este rezultatul a două procese opuse:** ● *reţinerea particulelor din apă, în măsura în care forţele de adeziune asigură fixarea de granulele de nisip şi concomitent;* ● *îndepărtarea de stratul filtrant de grosime elementară, provocată de forţele hidrodinamice, a particulelor prinse anterior pe suprafaţa nisipului.*

În susţinerea acestei teorii este citată o experienţă [74] care s-a efectuat cu o apă colorată, tratată cu coagulant şi apoi filtrată la o viteză de 8,25 m/h printr-un strat de nisip de grosime 3,5 cm, format din granule ∅ 1,25 mm. După un timp, treptat, ca urmare a acumulării de suspensii în porii stratului de nisip, odată cu creşterea pierderii de sarcină a început să crească eliminarea de suspensii. În continuare, a fost oprită filtrarea apei colorate şi s-a trecut prin stratul colmatat apă curată. S-a constatat că în filtratul astfel obţinut nu apăreau suspensii, deşi s-a menţinut constantă mărimea vitezei de filtrare. Rezultă deci, după părerea lui Mintz, că detaşarea impurităţilor poate avea loc numai cînd se produce şi reţinerea continuă de suspensii în stratul filtrant.

**Mecanismele menţionate nu sînt exclusive, unele dintre ele pot acţiona simultan asupra particulei în suspensie. Astfel se poate considera că:**

1) *Difuzia este foarte importantă pentru particule submicronice.*

2) *Sedimentarea devine hotărîtoare în cazul particulelor mai mari de 10 μ şi cu densitatea mai mare decît a apei.*

Scanned with OKEN Scanner

3) *Probabilitatea de contact începe să joace un rol în cazul suspensiilor mult mai mari.*

4) *Efectul hidrodinamic va influența reținerea particulelor, indiferent de mărimea lor, probabil resimțindu-se mai mult în cazul suspensiilor cu forme neregulate.*

**Luarea în considerație simultan a acestor mecanisme permite precizarea unui factor adimensional de ansamblu sub forma:**

$$A = \text{const} \left(\frac{d}{D}\right)^{\alpha} \cdot \left(\frac{k\,T}{3\,\pi\,\mu\,D\,v\,d}\right)^{\beta} \cdot \left[\frac{g\,(\rho_p - \rho)\,d^2}{18\,\mu\,v}\right]^{\gamma} \left(\frac{\mu}{D\,v}\right)^{\delta}; \qquad (2.9)$$

$\alpha, \beta, \gamma, \delta$ = exponenți pozitivi.

**Prelucrînd:**

$$A = \text{const} \frac{d^{\alpha-\beta+2\gamma}}{\mu^{\alpha+\gamma-\delta} \cdot D^{\alpha+\beta+\gamma} \cdot v^{\beta+\gamma+\delta}} (hT)^{\beta} (\rho_p - \rho)^{\gamma} \qquad (2.10)$$

**Din relația (2.10) rezultă:**

1) *O îmbunătățire a filtrării odată cu creșterea particulei în suspensie d; o excepție în cazul în care* $\beta > \alpha + 2\gamma$, *fapt ce se întîmplă în cazul particulelor foarte mici* ($> 1\ \mu$), *afectate de forțe de difuzie.*

2) *Se obține o filtrare mai bună cînd D (diametrul granulei) și v (viteza de filtrare) sînt mai mici — lucru ce explică un efect bine cunoscut practic.*

Mecanismele fizice trecute în revistă nu pot da explicații mulțumitoare asupra unor performanțe ale filtrelor rapide [19, 30 și 90]. În acest sens se poate afirma că diversele teorii fizice ale filtrării sînt, fie prea simple pentru a fi destul de flexibile în aplicarea lor în practică, fie prea complexe (solicitînd multe experimentări pentru a fi utile în proiectare). În ambele cazuri aplicabilitatea lor devine o problemă.

2.2.1.2. **Teorii chimice și fizico-chimice. Forțele Van der Waals.** Dintre forțele de interacțiune moleculară ce acționează între particulele care se găsesc în stare suspensională în apă, se consideră că mai puternice sînt forțele Van der Waals [82 și 108]. Atracția reciprocă între două particule supuse acționării acestor forțe variază invers proporțional cu distanța dintre ele, la puterea a șasea. În cazul filtrării apei, cînd impuritățile prezintă dimensiuni mari, forța de atracție este invers proporțională cu distanța la pătrat.

Cercetătorii cehi V. Mackrle și S. Mackrle [82], analizînd procesul de filtrare, ajung la concluzia că forțele de natură Van der Waals, secondate de forțele hidrodinamice constituie mecanismul principal prin care particulele sînt reținute în filtru.

Prin prelucrări matematice ale celor două legi, autorii definesc un **criteriu de adeziune** notat cu Ma și care este stabilit ca o funcție a numărului Reynolds.

**Experimental au obținut:**

$$\text{Ma} = \text{Re}^{2,16};\ \text{Re} = \frac{v\,d}{\nu}; \qquad (2.11)$$

$v$ = viteza aparentă;
$d$ = dimensiunea granulelor stratului de nisip;
$\nu$ = coeficientul de viscozitate cinematică.

Scanned with OKEN Scanner

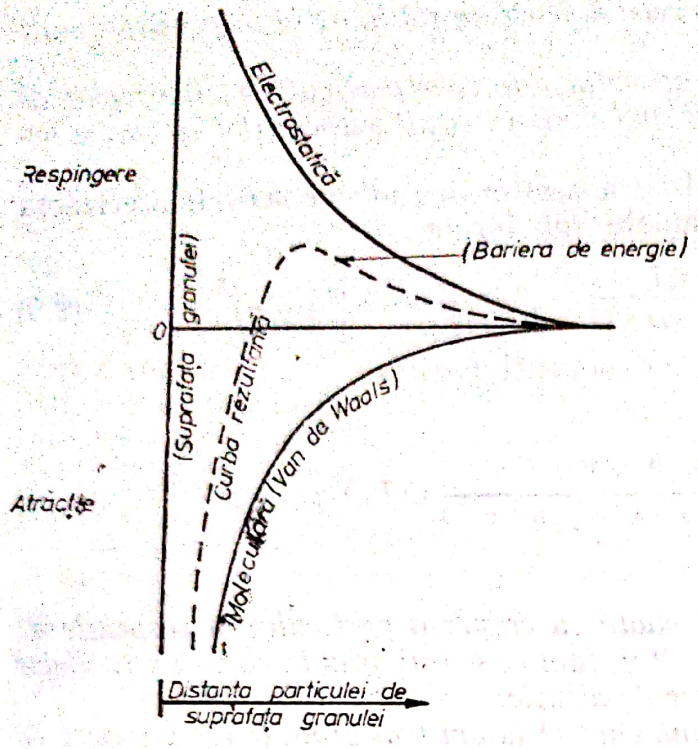



Fig. 2.6. **Diagrama forțelor de suprafață dintre granula de nisip și particula în suspensie.**

Relația (2.11) este independentă de natura suspensiilor conținute în apă, criteriul Ma neavînd din această cauză o aplicabilitate mai largă.

**Teoria fizico-chimică.** Conform acestei teorii [11, 30 și 57] **reținerea particulelor în suspensie pe suprafața granulelor materialului filtrant se datorește interacțiunii a două categorii de forțe:** ● *forțe de natură moleculară Van der Waals;* ● *forțe electrostatice, ce iau naștere în stratul dublu de ioni al peliculei de apă adsorbită pe suprafața fiecărei particule.*

Interpretarea acțiunii acestor categorii de forțe se poate urmări după figura 2.6.

Atracția moleculară descrește invers proporțional cu distanța dintre particulă și granula stratului filtrant la puterea a șasea, fiind reprezentată prin curba de sub axa absciselor. Respingerea electrostatică (curba de deasupra axei absciselor) variază după o lege exponențială. Prin compunerea celor două curbe, care nu se suprapun, reprezentînd legi de variație diferite, s-a obținut curba rezultantă (reprezentată cu o linie întreruptă), pe care se distinge un punct de valoare maximă, definind nivelul barierei de energie. Particulele situate mai aproape de suprafața granulelor decît această barieră vor fi supuse unor forțe de atracție, care cresc foarte repede cu micșorarea distanței.

Apropierea particulelor de bariera energetică poate avea loc sub acțiunea forțelor hidrodinamice sau forțelor termice.

Cele arătate mai înainte sînt aplicabile numai în măsura în care potențialul electrostatic al particulelor în suspensie și al granulelor stratului filtrant sînt de același semn. În general suprafața particulelor de cuarț are o sarcină electrică negativă. De asemenea, majoritatea particulelor de apă (argilă, bacterii, alge) au o sarcină electrică negativă în soluții apoase. În această situație se poate determina și existența barierei energetice, care în general se admite că are o valoare sub 10 milivolți.

Pe de altă parte, hidroxizii de fier și aluminiu folosiți în calitate de coagulanți sînt încărcați cu o sarcină electrică pozitivă. În consecință, dozarea lor trebuie să se facă astfel ca să nu apară forțe de repulsie.

**Absorbția.** Este cunoscut faptul că în practica tratării apei cea mai mare parte din particulele care sînt în stare suspensională în apele de suprafață, sînt de natură argiloasă, coloidală. În chimia coloidală [83, 96, și 129], în

baza unor cercetări mai recente se consideră că aceste particule sînt înconjurate de o peliculă adsorbită, care împreună cu particula formează un așa-numit miceliu. **Pelicula de lichid adsorbită este formată din două straturi:** ● *primul denumit strat de adsorbție, format din cationi;* ● *al doilea strat difuz compus atît din cationi, cît și din anioni.*

**Formarea acestui strat dublu de electroni se datorește unor fenomene ca:**

1) *Ionizarea moleculelor pe suprafața particulelor.*
2) *Sarcini neechilibrate, datorită imperfecțiunilor în rețeaua cristalină.*
3) *Reacție chimică directă cu ionii specifici din soluție, care are ca rezultat formarea de legături chimice.*
4) *Adsorbția fizică a ionilor din soluție, produsă de legătura de hidrogen sau de forțele Van der Waals.*

Ionii stratului difuz, fiind mai puțin legați, pot intra în reacții de schimb cu ionii care se găsesc în solvent (în apă). Astfel că, în principiu se poate admite, că reținerea poate avea loc și în cazul unui contact între particulele adsorbite la suprafața granulelor în cauză, nisip și suspensia din apă. În acest mod problema contactului dintre particulele aflate în stare suspensională în apă și granulele materialului filtrant, care să conducă pînă la urmă la reținerea primelor, se reduce la problema contactului dintre particulele de apă adsorbite la suprafața acestora [97].

**Analizîndu-se fenomenul traversării spațiului porilor unui strat de nisip de o particulă argiloasă în suspensie** [98] **pot fi puse în evidență două cazuri:** ● *fie că între particulele adsorbite nu are loc un contact;* ● *fie că acest contact are loc.* În ultimul caz (fig. 2.7) are loc o deformare a particulelor respective, **distanța dintre centrele particulelor** devenind:

$$A \leqslant \frac{D_R + d_r}{2} + (a_R + a_r). \qquad (2.12)$$

Din relația (2.12) pe baza unor considerente geometrice și neglijînd $a_R$ în raport cu $D_R$ se poate stabili **condiția pentru ca o particulă să fie reținută în urma contactului dintre particule** sub forma:

$$d_r \geqslant 0{,}16\, D_R - 2\, a_r. \qquad (2.13)$$

Termenul $a_r$ care intră în condiția de contact din relația (2.11) poate fi influențat de factori chimici și hidrodinamici.

Factorii chimici, care pot influența grosimea peliculei de apă legată la suprafața particulei sînt: sărurile din apă, compoziția chimică mineralogică a nisipului filtrant și a suspensiei ce urmează a fi reținută.

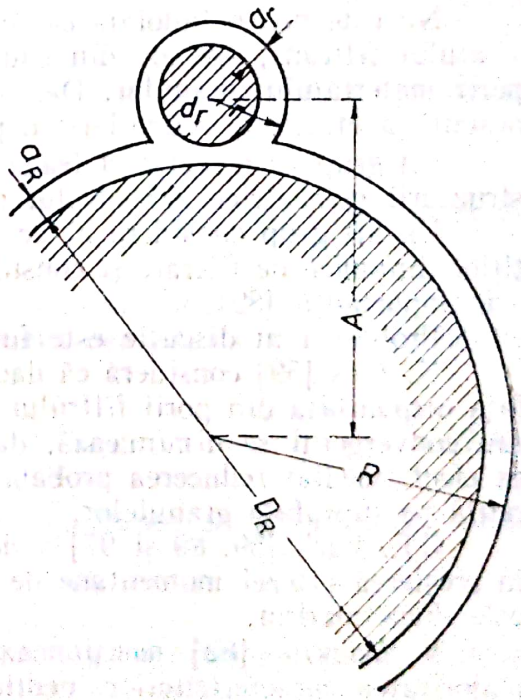



Fig. 2.7. **Situația contactului dintre peliculele particulelor în suspensie și ale granulelor de nisip.**

Factorii hidrodinamici se datoresc curgerii apei prin filtru, curgere care deformează peliculele de apă de la suprafaţa particulelor. Această deformare este proporţională cu viteza de filtrare.

Se admite, că în stratele cu nisipuri de compoziţie granulometrică mai fină, posibilitatea de reţinere este, pe de o parte mărită datorită micşorării dimensiunii spaţiului dintre granulele de nisip, iar pe de altă parte, este micşorată din cauza măririi vitezei de filtrare, care deformează mai mult particulele de apă adsorbite. Evident că, în stratele filtrante de compoziţie granulometrică mai grosieră, influenţa factorilor amintiţi este inversă.

### 2.2.2. MECANISMUL REŢINERII PARTICULELOR DE SUSPENSII LA TRECEREA PRINTR-UN STRAT FILTRANT GRANULAR

Ca mod de reţinere a suspensiilor în ansamblul stratului filtrant mai mulţi cercetători sînt de acord cu **mecanismul descris de Mintz** [89] şi care poate fi expus sub forma:

1) *Fiecare fracţiune elementară a stratului are o capacitate determinată de reţinere a suspensiilor.*

2) *După epuizarea acestei capacităţi, suspensiile din apă sînt reţinute de fracţiunea următoare din grosimea stratului, în sensul filtrării apei.*

3) *După epuizarea capacităţii de reţinere a ultimei fracţiuni din grosimea stratului filtrant, în efluent încep să apară suspensii peste limitele admise de norme.*

Pe baza ipotezelor menţionate se poate stabili teoretic cantitatea maximă de suspensii ce poate fi reţinută în unitatea de volum a stratului filtrant, precum şi gradul maxim posibil de colmatare a porilor.

Nu este nici-o îndoială că scăderea în timp a capacităţii de reţinere a stratului filtrant, are loc din cauza acumulării depozitelor de suspensii în porii materialului granular. Dar, nu s-a ajuns la o explicaţie unanim recunoscută a efectului acumulării depozitelor.

Un grup de cercetători leagă diminuarea eficienţei filtrului de variaţia structurii geometrice a mediului poros [89].

Un alt grup consideră că acest fenomen apare în urma variaţiei condiţiilor dinamice de filtrare şi consideră că rezistenţa sedimentelor ar fi de primă importanţă [89].

Problema în discuţie este fundamentală în teoria filtrării.

K. Ives [59] consideră că dacă viteza interstiţială creşte şi dacă suprafaţa disponibilă din porii filtrului şi zona de acţiune a curenţilor divergenţi sau convergenţi se diminuează, datorită acumulării depozitelor, acestea au ca efect imediat reducerea probabilităţii de reţinere a suspensiilor prin aderenţă pe suprafaţa granulelor.

C.F. Lark [59, 89 şi 97] vede cauza diminuării capacităţii de reţinere în creşterea vitezei momentane de curgere prin pori, existînd o relaţie între cele două mărimi.

V. Mackrle [82] menţionează, că odată cu acumularea depozitelor, majoritatea caracteristicilor mediului poros (porozitate, suprafaţa specifică etc.) sînt modificate. Autorul atribuie diminuarea capacităţii de reţinere a stratului, descreşterii importante ce are loc în timpul ciclului de filtrare a suprafeţei specifice a materialului filtrant.

Scanned with OKEN Scanner

D. Mintz [89] consideră că depozitele acumulate în adîncimea masei granulare au o structură foarte inegală și sub acțiunea forțelor hidrodinamice de curgere a apei prin mediul poros, această structură este parțial distrusă. O anume parte a particulelor mai mici, aderate anterior, sînt detașate de granule și antrenate de apă în sensul curentului.

Examinarea materialelor documentare prezentate permite constatarea complexității proceselor intime ce au loc în cadrul filtrării rapide, inexistența unor puncte de vedere comune asupra naturii acestor procese, considerentele teoretice prezentate putînd constitui doar o bază de plecare pentru consultări viitoare.

## 2.3. MODELE MATEMATICE ALE PROCESULUI DE FILTRARE

Multe din teoriile filtrării apei au fost prezentate de autorii lor și sub formă matematică, pentru a oferi o metodă concretă de proiectare a filtrelor. Majoritatea formulelor, ce vor fi trecute în revistă în capitolul de față, cu toate că mai necesită unele verificări, pot fi utilizate în practică.

Prima încercare de exprimare a fenomenului de filtrare prin relații matematice a fost făcută în anul 1937 de Iwasachi [30]. Pe baza unor experiențe proprii, acesta a stabilit că **gradientul reținerii impurităților în stratul filtrant este proporțional cu concentrația impurităților din efluent.**

**Prima formulă propusă de Iwasachi:**

$$\frac{\partial C}{\partial l} = -\lambda C; \tag{2.14}$$

$C$ = concentrația de particule în suspensie, exprimată în volum pe unitatea de volum de apă;

$l$ = adîncimea stratului filtrant;

$\lambda$ = coeficientul de rezistență a stratului filtrant sau coeficientul de filtrare.

**A doua formulă propusă de Iwasachi: de echilibru a volumului suspensiilor trecute și reținute prin strat cu creșterea depozitului din porii stratului respectiv:**

$$\frac{\partial C}{\partial l} = -\frac{1}{V}\frac{\partial \sigma}{\partial t}; \tag{2.15}$$

$\sigma$ = depozitul specific sau volumul depozitelor pe unitatea de volum de filtru;

$t$ = durata filtrării.

Ecuațiile (2.14) și (2.15) sînt considerate ca ecuații fundamentale și în această perioadă nu li s-au adus modificări de bază.

Interpretări diferite s-au dat parametrilor $\lambda$ și $\sigma$. În general se acceptă că $\lambda$ variază cu depozitul specific $\sigma$, dar natura relației diferă de la autor la autor.

**Iwasachi propune forma:**

$$\lambda = \lambda_0 + c\sigma; \tag{2.16}$$

$\lambda_0$ = coeficientul de filtrare inițial;
$c$ = constantă.

**K. Ives [58] dezvoltă relația (2.15) sub forma:**

$$\lambda = \lambda_0 + c\sigma - \frac{\Phi \sigma^2}{p_0 - \sigma}, \tag{2.17}$$

punînd în evidență cele două faze ale fenomenului de filtrare: prima în care coeficientul de rezistență (de filtrare) crește liniar cu depozitul specific $\sigma$ (pînă aici un punct de vedere similar cu cel al lui Iwasachi) și a doua fază în care datorită creșterii vitezei interstițiale și a reducerii suprafeței specifice de contact, $\lambda$ descrește.

În relația (2.17) $P_0$ reprezintă porozitatea stratului curat, iar $\Phi$ este un parametru de filtrare.

Exemplele se pot continua cu relații propuse de alți autori. Multitudinea de expresii avute la îndemînă, obligă, pentru o trecere în revistă a tuturor ipotezelor, o prezentare doar a concluziilor finale, din care rezultă mai evident punctul de vedere al fiecărui autor.

### 2.3.1. RELAȚII GENERALE ALE PROCESULUI DE FILTRARE

Toate ecuațiile din prezentul capitol se referă la filtrarea cu viteză constantă.

**K. Ives prezintă, ca o expresie de bază în procesul de filtrare, ecuația diferențială:**

$$-\frac{\partial C^+}{\partial x} = b\left(a_1 - a_2 q^+ - \frac{a_2 q^{+2}}{m_0 - q^+}\right) C^+. \tag{2.18}$$

Această ecuație stabilește că mărimea adîncimii de reținere a suspensiilor este proporțională cu concentrația ($C^+$).

**Coeficientul de proporționalitate conține doi factori:**

*Primul factor b* caracterizează capacitatea de reținere a stratului filtrant la începutul procesului. Valoarea acestui factor se obține experimental.

*Al doilea factor* — expresia din paranteză — este sub forma unei funcții de volum specific al sedimentelor $q^+$.

K. Ives evidențiază faptul că a obținut această funcție cu particule microscopice mari, asupra cărora, după părerea lui, gravitația are un efect important în reținerea lor în filtru. Dar mai departe, el a încercat să o aplice la particule din domeniul microscopic mic, în care gravitatea nu poate fi importantă.

Ecuația (2.18) prezintă faptul că la începutul procesului, cînd factorul $q^+$ este mic, are loc o creștere a capacității de reținere a stratului, și o descreștere, cînd $q^+$ devine mai mare. Capacitatea de reținere ajunge la zero cînp $q^+$ atinge o anumită valoare limită.

Scanned with OKEN Scanner

**Ecuația (2.18) se poate pune sub forma:**

$$-\frac{\partial C^+}{\partial x} = b\,(a_1 - a_2\,q^{+2})\,C^+, \tag{2.19}$$

în care se neglijează creșterea inițială în eficiență a filtrului. Astfel se simplifică soluția ecuației.

**Raportul dintre materialul reținut prin filtrare și cel acumulat în porii filtrului devine:**

$$-V\cdot\frac{\partial C^+}{\partial x} = (1 - m_d)\,\frac{\partial q^+}{\partial t}\,. \tag{2.21}$$

C. Lark a dat de asemenea o exprimare matematică a procesului de filtrare a soluțiilor coloidale și a suspensiilor non-coloidale, corespunzătoare concepției fizice asupra procesului de reținere.

**În conformitate cu concepția fizică a lui Lark ecuația diferențială:**

$$-\frac{\partial C^+}{\partial x} = b\,(m_0 - q^+)\;C^+, \tag{2.21'}$$

**arată că variația pe adîncime a cantității de suspensii obținute în porii mediului filtrant este cauzată de creșterea vitezei reale de curgere în spațiul porilor.** Factorul $(m_0 - q^+)$ reprezintă volumul specific al porilor liberi. Acest volum este invers proporțional cu viteza reală.

**Ecuația (2.22) redă echilibrul de material:**

$$-V\cdot\frac{\partial C^+}{\partial x} = \frac{\partial q}{\partial t}\,, \tag{2.22}$$

**iar ecuația (2.23):**

$$b = \frac{K\,(1 - m_0)\,A}{\mu\,d^3\,v}\,, \tag{2.23}$$

determinînd valoarea parametrului de filtrare $b$, care caracterizează capacitatea de reținere a mediului filtrant curat, în funcție de dimensiunea nisipului $d$, **viteza de filtrare $V$ și constantele $K$, $A$ și $\mu$ determinate de instalație sau lichid.** Ecuațiile (2.21) și (2.23) au fost obținute teoretic, considerînd mediul poros ca fiind alcătuit din celule lamelare. Dacă o suspensie curge printr-o celulă, atunci sub acțiunea forțelor moleculare de atracție este reținut numai o parte din volumul suspensiilor, denumit *volum de adeziune*.

**Soluțiile ecuațiilor diferențiale (2.21) și (2.22) au fost puse de Lark sub forma:**

$$\frac{C^+}{C_0} = \frac{1}{1 + e^{-bv\,C_0 + t}\,(e^{b\,m_0 x} - 1)}\;;\quad q^+ = \frac{m_0}{1 + \dfrac{e^{b\,m_0 x}}{e^{-bv\,C_0 + t} - 1}}\,. \tag{2.24) și (2.25}$$

Ecuațiile (2.21), (2.22), (2.24) și (2.25) coincid cu ecuațiile lui M. Schechtman, prezentate mai înainte și de aceea au căpătat denumirea de *„ecuațiile lui Schechtman — Lark"*.

Scanned with OKEN Scanner

**Pentru calculele inginereşti Lark a propus formula simplificată:**

$$t_1 = \frac{m_0 \gamma}{v C_0}\left[L - \frac{1}{b m_0} \cdot 1 \cdot \left(\frac{C_0}{C} - 1\right)\right]. \qquad (2.26)$$

Relaţia (2.26) face posibilă calcularea timpului de funcţionare eficientă a stratului filtrant. Ea a fost obţinută prin rezolvarea ecuaţiei diferenţiale, pentru: $C/C_0 \gg 1$, cazul cel mai frecvent întîlnit pentru o bună funcţionare a filtrului.

B. **Lundberg a dat de asemenea următoarele formule pentru calculele inginereşti:**

1) *Ale timpului de funcţionare eficientă a stratului filtrant:*

$$t_1 = \frac{K_1 L}{d^{\varepsilon_1} \cdot v^{\varepsilon_2 + 1}}. \qquad (2.27)$$

2) *A timpului de funcţionare a filtrului pînă la atingerea pierderii de sarcină maximă:*

$$t_2 = \frac{d^{\lambda} H V^{\lambda_2 - 1}}{K_2}\left(H_{lim} - \frac{K_2 v L}{d^{\lambda_3}}\right), \qquad (2.28)$$

în ambele relaţii fiind pusă în evidenţă influenţa unor caracteristici ale instalaţiei ($H_{lim}$, $L$, $d$) ale modului de exploatare, dar şi a unor exponenţi empirici fapt ce face ca însăşi autorul să considere aceste formule ca fiind cu totul aproximative, dar utilizabile, pentru o proiectare preliminară. Relaţiile au la bază experienţele care au fost efectuate pe o instalaţie pilot şi o instalaţie reală de filtrare.

**V. Mackrle descrie procesul de acumulare a sedimentelor în porii mediului filtrant prin următoarea ecuaţie integrală:**

$$\sigma = \int \frac{\partial\left(\frac{C_0^+}{C_0}\right)}{\partial x} \cdot \frac{C_0^+ v}{m(x,o)} \cdot b(x,o) \cdot f[\sigma, \mathrm{Re}(x,o)]\, dt. \qquad (2.29)$$

Acelaşi autor mai prezintă o serie de relaţii de stabilire a gradului variaţiei structurii geometrice a mediului poros în timpul filtrării. Rezolvarea acestor relaţii este posibilă numai cu ajutorul calculatoarelor electronice.

D. Mintz a bazat sistemul său pe ecuaţia diferenţială de bază, care descrie cinetica filtrării suspensiilor de concentraţie scăzută, a cărei soluţie a fost dată în anul 1951. În ultima perioadă autorul sovietic şi-a dezvoltat propria teorie prin elaborarea unei metode de proiectare a mediului filtrant pe baza concepţiei criteriului optim de exploatare a filtrelor.

Relaţia rezultată este destul de complexă, în ea fiind înglobaţi mulţi factori ce afectează performanţele filtrelor în special ale celor rapide. Relaţia se modifică cu variaţia sezonieră a calităţii apelor naturale, tratament chimic, randamentul şi variaţia încărcăturii de nisip. De aceea, este imposibil a se lucra exact după o descriere matematică, cu constante teoretice ale procesului de filtrare stabilite pentru anumite condiţii de funcţionare a filtrului. Se impune determinarea experimentală, în fiecare caz a parametrilor procesului.

Scanned with OKEN Scanner

Scopul teoriei este de a asigura un procedeu experimental raţional şi o metodă raţională de prelucrare a datelor experimentale, astfel ca să se dea rezultatele cerute de practica inginerească.

De aceea, un model matematic va trebui să reflecte trăsăturile fundamentale ale naturii fizice ale procesului şi să neglijeze fenomenele secundare, observate în timpul încercărilor, care mai mult complică soluţia problemei.

**Pe baza acestor concepţii Mintz, propune relaţii similare cu cele ale lui Iwasaki:**

$$-\frac{\partial C}{\partial x} = bC - \frac{a}{v} \cdot q; \quad -v \cdot \frac{\partial C}{\partial x} = \frac{\partial q}{\partial t}. \qquad (2.30) \text{ şi } (2.31)$$

**Relaţia dintre parametrii** $a$, $b$ **şi** $C$ **este de forma:**

$$a = \frac{b v C_0}{q_0}. \qquad (2.32)$$

**Soluţiile ecuaţiilor diferenţiale** (2.30) **şi** (2.31) **ca şi analiza acestor ecuaţii arată că procesul de limpezire şi acumulare de sedimente prin filtrare sînt determinate de valoarea factorilor nedimensionali:**

$$X = bx; \quad T = at. \qquad (2.33)$$

**În condiţiile** (2.33) **relaţia dintre grosimea patului de nisip şi timpul de funcţionare, pînă în momentul cînd concentraţia suspensiilor la ieşire atinge o valoare predeterminată** $C/C_0$ **este aproximativ determinată de ecuaţia liniară:**

$$X = kT + K_0 \qquad (2.34)$$

Relaţia (2.34) este susţinută de o mulţime de date experimentale, printre care se pot cita şi încercările lui C. Lark. Pe de altă parte, din relaţia (2.34) se pot stabili şi expresiile (2.35) şi (2.36) cu ajutorul cărora se poate calcula **timpul de funcţionare eficientă a stratului de nisip:**

$$t_1 = \frac{1}{k} \cdot \frac{b}{a}\left(X - \frac{X_0}{b}\right); \text{ sau: } t_1 = \frac{1}{k} \cdot \frac{q_0}{V C_0}\left(X - \frac{X_0}{b}\right). \qquad (2.35) \text{ şi } (2.36)$$

Relaţiile (2.35) şi (2.36), atît prin structura lor cît şi prin sens, sînt similare cu ecuaţiile lui Lark (2.26) care au fost obţinute plecînd de la premise cu totul diferite.

**Ca o sinteză a punctului de vedere al cercetătorului sovietic Mintz o constituie bazarea pe modelare tehnologică a proiectării stratului filtrant şi a funcţionării optime a filtrului. Punctul principal al acestei modelări constă în determinarea parametrilor filtrării:**

1) $b$ care caracterizează intensitatea adeziunii particulelor în suspensie.
2) $b/a$ şi $\sigma_0$ care caracterizează rezistenţa depozitelor.

Odată stabiliţi aceşti parametri pentru un model tehnologic, se poate proiecta filtrul, chiar dacă are un alt mediu filtrant sau funcţionează la o viteză diferită de aceea a modelului.

Într-un recent articol [73] se prezintă cercetări experimentale, care pun bazele descrierii procesului de filtrare cu ajutorul unor funcţii din teoria

Scanned with OKEN Scanner

probabilității, datorită naturii întîmplătoare a contactului dintre suspensie și mediul filtrant, a transportului și a mecanismului de atașare a diferitelor particule pe granule sau pe pelicule formate anterior.

Modul acesta de punere a problemei oferă posibilitatea, după părerea autorilor, prevederii performanțelor în diferite condiții de exploatare și a unor filtre în curs de proiectare sau realizare.

Se propune un *indice de depozit* $U$ ce derivă din funcția semipătratică de distribuție — considerată a fi un parametru util în studiul performanței filtrului.

**Pentru filtre obișnuite** $U$ **poate fi corelat cu** *depozitul specific* $\sigma$ **printr-o simplă ecuație exponențială, de forma:**

$$U = a\ \sigma^b. \tag{2.37}$$

În urma raționamentelor din materialul respectiv se pot elabora pentru fiecare tip de suspensie și mediu filtrant două curbe de performanță care sînt suficiente și utile pentru prevederea performanței filtrului și pentru o proiectare rațională a filtrului.

Se stipulează, de asemenea, condiția ca la alegerea unor parametrii de filtrare, de exemplu viteza de filtrare, să se țină seama de variația altor parametri, de exemplu pierderea de sarcină, mărimea nisipului, calitatea filtratului, în baza unor criterii elaborate în urma unui material bogat experimental.

Sintetizînd, se poate afirma că mulțimea relațiilor prezentate în acest capitol a evidențiat încă o dată complexitatea procesului de filtrare, complexitate care face ca posibilitatea elaborării unei relații raționale, care să țină cont de toți factorii ce influențează filtrarea, cît și variația lor în timp, să apară puțin probabilă, iar pe de altă parte modelul matematic poate fi atît de complex încît să devină problematică utilizarea sa în practică.

De aceea, în ultimul timp, se remarcă o tendință de a utiliza instrumente matematice foarte simple pentru precizarea problemelor exploatării filtrelor, a influenței fazelor premergătoare filtrării asupra acesteia, a prevederii performanțelor diverselor tipuri de filtrare.

Pe baza unui bogat material experimental, au fost elaborați diverși indici care să permită realizarea aprecierilor menționate mai sus, cît și asigurării unei baze comune de comparabilitate a rezultatelor obținute pe diferite tipuri de instalații de filtrare, în diferite condiții de exploatare. Se amintesc în acest sens: indicele de penetrabilitate [57] și indicii de filtrabilitate [11 și 52].

După mulți ani de studii privind exploatarea filtrelor rapide de nisip, H.E. Hudson [52] a reușit să elaboreze un **indicator care să caracterizeze performanța filtrelor denumit indice de penetrabilitate,** definit cu relația:

$$B = \frac{v\, d^3\, h}{L}. \tag{2.38}$$

În general $B$ are o variație crescătoare în timpul ciclului, atingînd o valoare critică la care are loc „penetrarea", în filtrat semnalîndu-se apariția impurităților.

Ținînd cont, atît de variația reducerii vitezei de filtrare $v$, cît și de creșterea pierderii de sarcină $h$, indicele de penetrabilitate poate constitui

un element suplimentar de precizare a momentului epuizării capacității de reținere a stratului filtrant (element atît de controversat în materialele prezentate).

Pe baze similare, dar studiind mai mult proprietățile fizico-chimice ale suspensiilor ce urmează a fi filtrate, Fox M. David și Cleasby L. John [19 și 40] — propun ca **fiecare tip de influent să fie caracterizat de un indice de filtrabilitate,** determinat cu ajutorul formulei empirice (2.39):

$$FI = \frac{\lambda\sigma}{h}, \tag{2.39}$$

în care $\lambda$ = coeficientul de filtrare și $\sigma$ = depozitul specific corespund în relațiile (2.14) și (2.15).

**Stabilirea în fiecare moment al ciclului filtrant a mărimii acestor parametri** este indicat să se facă prin următoarele relații:

$$\lambda = -\frac{C_1 - \frac{C_2}{C_1}}{L_2 - L_1}; \quad \sigma_y - \sigma_x = \frac{[(C_1 - C_2)(t_y - t_x)](-v)}{L_2 - L_1}. \tag{2.40 și 2.41}$$

Formula (2.40) stabilește coeficientul de filtrabilitate pentru o porțiune de strat delimitată de valorile $L_2$ și $L_1$ și de concentrația suspensiilor intrate și ieșite din fracțiunea de strat studiată.

Depozitul specific $\sigma$ la un moment dat $t_y$ este calculat în relația (2.41) prin creșterea ce are loc față de valoarea depozitului specific corespunzător momentului $t_x$.

Mărimea indicelui de filtrabilitate poate indica gradul de filtrabilitate al diferitelor suspensii, strict determinate de natura acestora, de mersul treptelor anteriore de tratare (amestec, reacție, decantare), constituind un element de apreciere a performanței filtrelor.

Însăși autorii [40] sugerează utilizarea acestei metode în anumite limite, menționînd că din cauza relativității unor factori se impune un coeficient de siguranță egal cu 3.

## 2.4. DEFICIENȚE ȘI LIPSURI ÎN TEORIA FILTRĂRII

Examinarea materialelor prezentate mai înainte a scos în evidență faptul că în teoria proceselor de filtrare a unor medii bifazate printr-un mediu poros granular nu sînt rezolvate complet toate problemele.

**În ceea ce privește teoria modernă a filtrării, punctul slab îl constituie faptul, că nu s-a reușit încă, elaborarea unei aparaturi sau metode de determinare directă, experimentale a valorii medii a parametrilor structurii geometrice a porilor colmatați. Acești parametri sînt:** ● *volumul specific al sedimentelor* $\sigma$; ● *gradul de colmatare*; ● *viteza reală a curgerii apei prin pori* $U$; ● *suprafața specifică a canalelor din interiorul stratului filtrant.*

**Toți acești parametri, teoretic, sînt corelați prin ecuații simple și relații dependente:**

$$U = v/m; \quad q^+ = q/\gamma; \quad m = m_0 - q^+; \quad \sigma = q/\gamma\, m_0. \tag{2.42}$$

Scanned with OKEN Scanner

De aceea, este suficient a determina unul din parametri, ceilalți rezultînd din aplicarea relațiilor (2.42).

În prezent se pot determina cu o precizie suficientă parametrii geometrici ai mediului poros curat, greutatea particulelor solide reținute și pierderea de sarcină corespunzătoare. Valoarea parametrilor geometrici ai mediului colmatat, în general se determină indirect, pe calea stabilirii unei valori definite a densității sedimentelor, pentru care metodele de calcul nu sînt puse la punct, ecuațiile amintite neavînd o aplicabilitate imediată.

Iată de ce, cu toate că teoriile elaborate pînă în prezent permit într-o oarecare măsură să se încadreze fenomenul complex fizico-chimic într-o serie de ecuații matematice, se desfășoară în continuare o intensă activitate de cercetare pentru aprofundarea teoriei filtrării apei, a principalilor parametri, care influențează desfășurarea procesului și găsirea unor procedee de transpunere la scară naturală a rezultatelor obținute pe modele experimentale.

## 2.5. MODELAREA PROCESULUI FILTRĂRII APEI

Complexitatea proceselor intime ce au loc în cadrul filtrării în general și a celei rapide în special fapt ce conduce în majoritatea cazurilor la imposibilitatea abordării teoretice a problemelor ce urmează a fi rezolvate, impune ca în studiul diverselor probleme concrete, legate de proiectarea sau exploatarea filtrelor, instrumentul principal să constituie experimentul.

Experimentările, mai ușor de condus pe instalații sau modele pilot la scară redusă, pun problema corelării rezultatelor de pe instalația din laborator cu cele industriale.

Stabilirea unor criterii de modelare a proceselor ce au loc în instalația industrială cu cele ce se desfășoară pe modele din laborator a constituit unul din obiectivele multor lucrări de specialitate și chiar a autorilor prezentei lucrări. Rezultatul acestor cercetări s-a concretizat prin precizarea unor condiții de modelare a filtrelor experimentale și care au constituit criteriile de bază ale alcătuirii ansamblului de modele utilizate în diferite cercetări ulterioare.

### 2.5.1. ASPECTE GENERALE

Din studiul filtrării fluidelor în medii poroase este cunoscut că forțele predominante în acest caz sînt cele gravitaționale și de frecare; forțele de inerție sînt neglijabile din cauza vitezelor foarte mici [13, 84 și 130].

**Pentru două fenomene de acest gen, criteriul de similitudine rezultă din egalitatea:**

$$F_g/f_g = F_f/f_f; \tag{2.43}$$

**sau exprimînd prin coeficienți de scară:**

$$\alpha_g \alpha^3_l \alpha_g = \alpha_\rho \alpha_\gamma \alpha_l \alpha_\mu. \tag{2.44}$$

Scanned with OKEN Scanner

Înlocuind rapoartele după metodele clasice ale teoriei similitudinii și introducînd în locul parametrului liniar $l$ mărimea diametrului mediu al granulelor $d$, se obține **relația generală**:

$$\frac{Fr}{Re} = \frac{v\,\nu}{d^2 g} = \text{idem}; \tag{2.45}$$

$v$ = viteza de filtrare a fluidului;
$\nu$ = viscozitatea cinematică;
$d$ = diametrul mediu al granulelor de nisip;
$g$ = accelerația gravitației.

**Imposibilitatea modelării lichidului ce urmează a fi filtrat** (ca o consecință a particularității suspensiilor și flocoanelor din apă) **face ca relația** (2.45) **să se simplifice la**:

$$v/d^2 = \text{idem}. \tag{2.46}$$

**Alegînd un coeficient de scară al granulelor de nisip** $\alpha_d = 1$, **rezultă că este necesară respectarea condiției**:

$$v = \text{idem}. \tag{2.47}$$

ceea ce presupune ca pe model să se utilizeze aceleași viteze de filtrare ca pe instalația industrială.

Respectarea vitezelor de filtrare impune și egalitatea înălțimii stratelor pentru asigurarea unui același timp de trecere a apei prin instalație, atît pe modelul din laborator, cît și pe instalația industrială.

Sintetizînd cele arătate, se poate afirma că în alcătuirea modelului de filtru rapid de nisip, trebuie respectată o scară de modelare pe verticală de 1 : 1 față de instalația naturală.

Acest fapt este confirmat și de **condițiile de modelare a filtrelor**, propuse de D. Mintz și A. Krištul [69]:

$$\frac{L_m}{V_m^{0,7} d_m^{1,7}} = \frac{L_n}{V_m^{0,7} d_n^{1,7}}; \frac{T_m V_m}{d_m} = \frac{T_n V_n}{d_n}; \tag{2.48}$$

$L$ = înălțimea stratului filtrant;
$V$ = viteza de filtrare;
$d$ = diametrul echivalent al încărcăturii;
$T$ = timpul de traversare al stratului.

Indicele $m$ se referă la valoarea caracteristică modelului, iar indicele $n$ pentru filtrul natural.

**În formulele** (2.48) **impunînd condițiile**:

$$d_n = d_m;\ v_n = v_m, \tag{2.49}$$

**rezultă**:

$$L_n = L_m;\ T_n = T_m. \tag{2.50}$$

Problema care se pune este aceea a criteriului de alegere a mărimii secțiunii modelului, astfel ca să nu apară deformări ale procesului ce se desfășoara în

stratul granular, mai ales în zona de lîngă peretele modelului. Sînt posibile astfel de deformări datorită faptului că, în modelele de filtru, din cauza rezistenţei hidraulice mai mici la perete, apa se mişcă cu o viteză mai mare decît în altă parte a modelului. Din cauza acestui fenomen — numit efect de perete — condiţiile mişcării apei în zona de contact dintre încărcătură şi perete pot fi esenţial deosebite de restul secţiunii.

În general, se poate afirma că importanţa efectului de perete în modelul filtrului se poate aprecia după raportul $q_p/q_0$, caracterizînd cota de apă ce trece în zona de la perete în funcţie de debitul ce trece prin toată secţiunea.

Acceptînd un regim laminar de filtrare şi ţinînd cont de domeniul practic al filtrării rapide a apei în evaluarea unor constante ce apar în timpul calculelor, **Kurgaev prezintă următoarea expresie pentru aprecierea acestui raport** [77]:

$$\frac{q_p}{q_0} = \frac{1{,}84\ w_p m_p}{(w_0 - w_p)\, m_0 + 1{,}84\ w_p m_p}; \qquad (2.51)$$

$q_p$ = debitul de apă ce trece în zona de perete;
$q_0$ = debitul de apă total;
$w_p$ = suprafaţa zonei de la perete;
$w_0$ = suprafaţă totală a modelului;
$m_p$ = porozitatea stratului filtrant în zona de la perete;
$m_0$ = porozitatea încărcăturii.

Pentru $w_p$ şi $w_0$ sînt date formulele:

$$w_0 = 0{,}785\, D^2;\ w_p = \pi\,(D - 0{,}25\, d_{ec}) \cdot 0{,}5\, d_{ec}; \qquad (2.52)$$

$D$ = diametrul interior al modelului;
$d_{ec}$ = diametrul echivalent al nisipului.

**În aceste formule $d_{ec}$ se recomandă a se calcula cu relaţia:**

$$d_{ec} = \sum_{i=1}^{n} t \frac{a_i}{d_i}, \qquad (2.53)$$

în care $a_i$ reprezintă conţinutul procentual de particule de nisip de dimensiunea $d_i$.

În ultima analiză, din formulele (2.59), (2.60) şi (2.61) rezultă că raportul $q_p/q_0$ este o funcţie de mărimea raportului $D/d_0$.

Pe baza considerentelor de ordin teoretic, prezentate, în cercetările experimentale proprii s-a căutat a se pune în evidenţă influenţa raportului $D/d_{ec}$, atît asupra unei caracteristici tehnologice — pierderea de sarcină — cît şi asupra raportului $q_p/q_0$.

### 2.5.2. PRECIZAREA UNOR CRITERII DE MODELARE

Experimentările au constatat din urmărirea pe o baterie de filtre (fig. 2.8) de diferite mărimi şi cu diverse încărcături granulare (fig. 2.9) a variaţiei pierderii de sarcină în mai multe puncte caracteristice, în funcţie de viteza de filtrare.

Scanned with OKEN Scanner

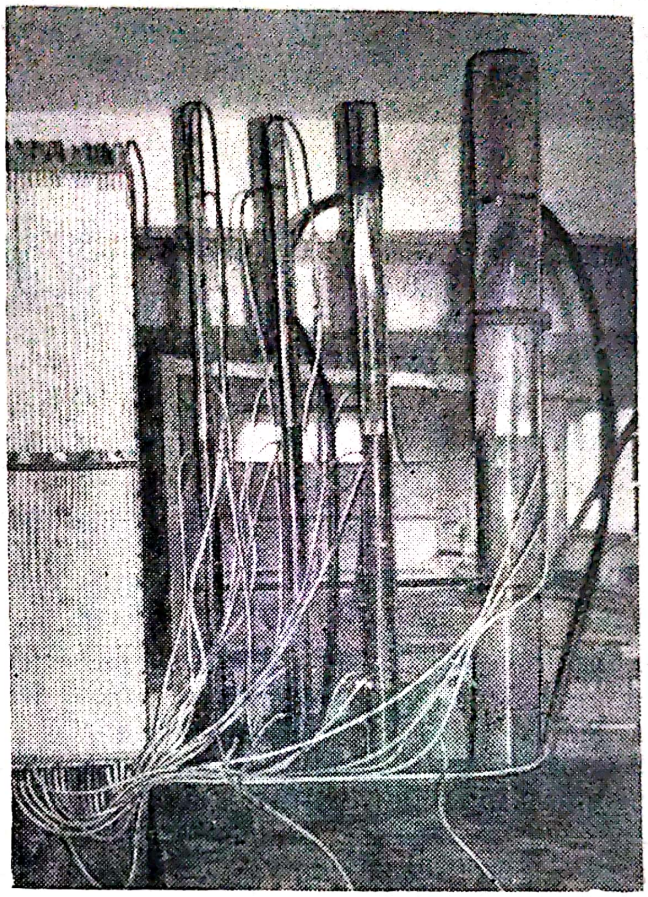


Fig. 2.8. Instalația experimentală pentru studiul modelării filtrării.

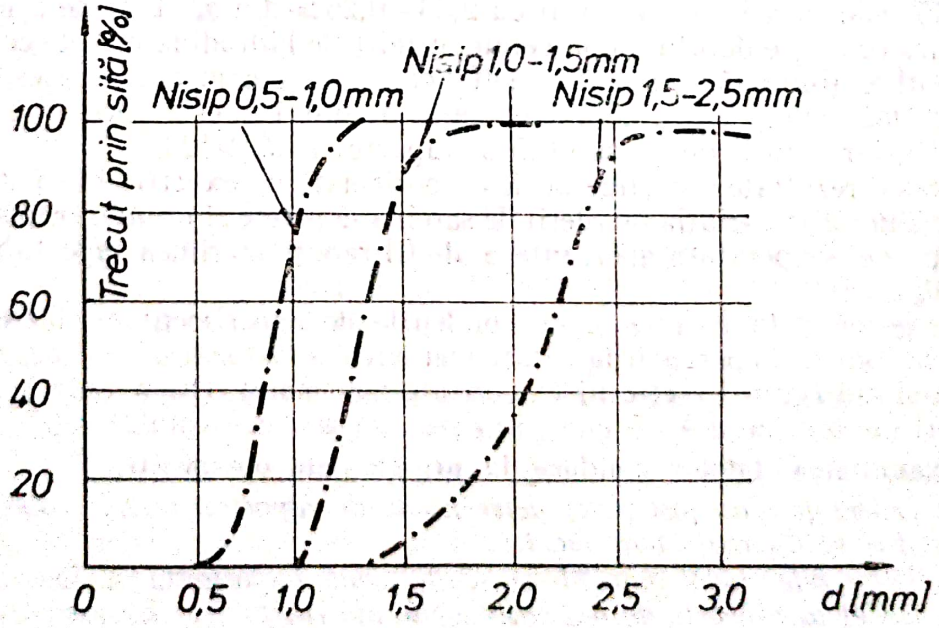



Fig. 2.9. Curbele granulometrice ale nisipurilor utilizate în experimentările de modelare a filtrării.

Scanned with OKEN Scanner

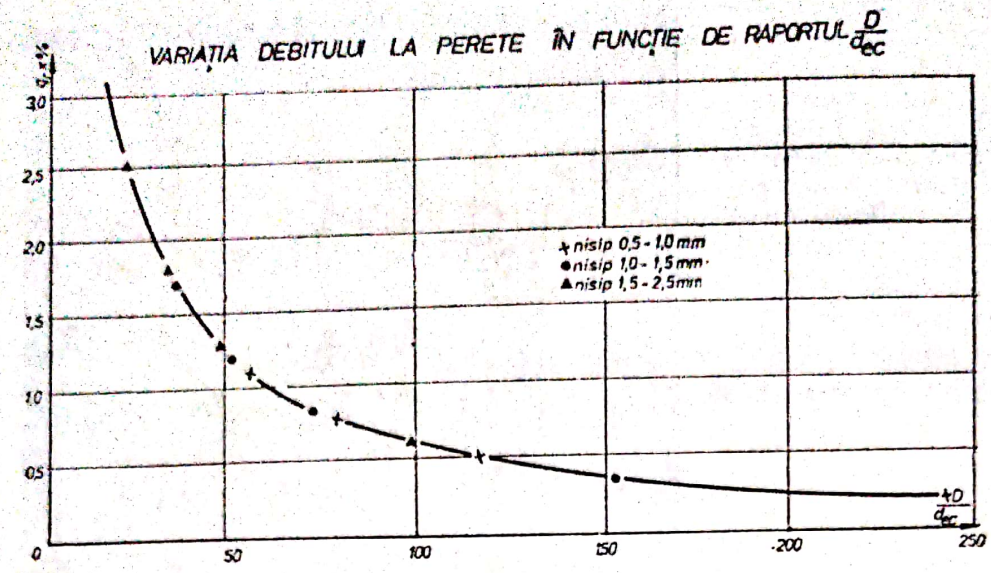



Fig. 2.10. **Variația debitului de la perete în funcție de raportul** $D/d_{ec}$:

Pe baza relațiilor (2.51) și (2.52) s-a pus în evidență influența raportului $D/d_{ec}$ asupra mărimii raportului dintre debitul de apă ce trece prin zona de la perete și debitul total ce trece prin secțiune.

Curba din figura 2.10 de tipul unei hiperbole echilaterale, permite observarea unei stricte dependențe între cele două rapoarte: pe măsură ce diametrul modelului scade în raport cu diametrul echivalent al încărcăturii, în aceeași măsură crește procentul de debit ce trece în zona de la perete față de debitul total ce trece prin secțiune.

În cazul instalației folosite, pentru rapoartele $D/d_{ec}$ ce au variat între 22 și 245, mărimea lui $q_p$ a variat cu 2,53—0,26% din $q_0$. Este de așteptat ca pe măsură ce crește debitul de la perete, condițiile hidrodinamice de curgere pe ansamblul secțiunii să se modifice, astfel că este de recomandat ca acest procent să fie cît mai mic. Pentru obținerea unui $q_p$ sub 1% este necesar un raport $D/d_{ec}>60$, iar pentru un $q_p$ sub 0,5%, raportul $D/d_{ec}>120$.

Aceste rezultate teoretice au fost confirmate de experimentări în cadrul cărora s-a urmărit variația pierderii de sarcină la perete și în interiorul secțiunii în funcție de temperatura apei, viteza de filtrare și mărimea raportului $D/d_{10}$ sau $D/d_{60}$.

În general, în funcție și de condițiile de experimentare, pierderea de sarcină în zona de la perete (rugozitate mai mică) a fost mai mică decît pierderea de sarcină din centrul secțiunii (rugozitate mai mare). Diferențele însă nu au fost mari (de ordinul a 4—5 mm), în cazul cel mai defavorabil.

**Examinarea datelor conduce la următoarele observații;**

1) *Diferențele au fost strict determinate de raportul* $D/d_{10}$, *rapoarte mai mici au dus la diferențe mai mari.*

2) *Între cele două mărimi* $D$ *și* $d_{10}$ *mai importantă a fost influența lui* $d_{10}$; *astfel la rapoarte aproximativ egale ale lui* $D/d_{10}$, *dar nisipuri diferite în cazul unui* $d_{10}$ *mai mare, diferențele între pierderile de sarcină dintre cele două puncte studiate (perete și centrul secțiunii) au fost mult mai mici.*

Scanned with OKEN Scanner

3) *Mărimea diferenței a fost determinată ca fiind direct proporțională cu mărimea vitezei de filtrare; o dublare a vitezei de filtrare conduce la dublarea mărimii diferenței pierderilor de sarcină.*

4) *Diferențele dintre pierderile de sarcină din cele două secțiuni au depins de temperatura apei; temperaturi mai scăzute (viscozități mai ridicate) au condus la diferențe mai mari.*

Prezentarea grafică a datelor permite obținerea unor diagrame, exemplificate prin figura 2.11. Alura curbelor este asemănătoare cu cea a variației debitului de la perete, în procente în funcție de raportul $D/d_{ee}$ din figura 2.10.

Pentru ansamblul condițiilor de experimentare diferențele dintre pierderile de sarcină din cele două puncte au fost sub 1—2 mm, pentru rapoarte $D/d_{10}$ în jur de 100—140. Pe de altă parte, trebuie reamintit că în practica curentă a filtrării rapide a apei, pierderile de sarcină la începutul ciclului filtrant, pentru întreg stratul filtrant, sînt de ordinul zecilor de centimetri, astfel că o mărire a raportului $D/d_{10}$ peste valorile 100—140 conduce la diferențe neglijabile în condițiile hidrodinamice (apreciate prin pierderile de sarcină) de scurgere a apei prin filtre în cele două zone urmărite la perete și in centrul secțiunii.

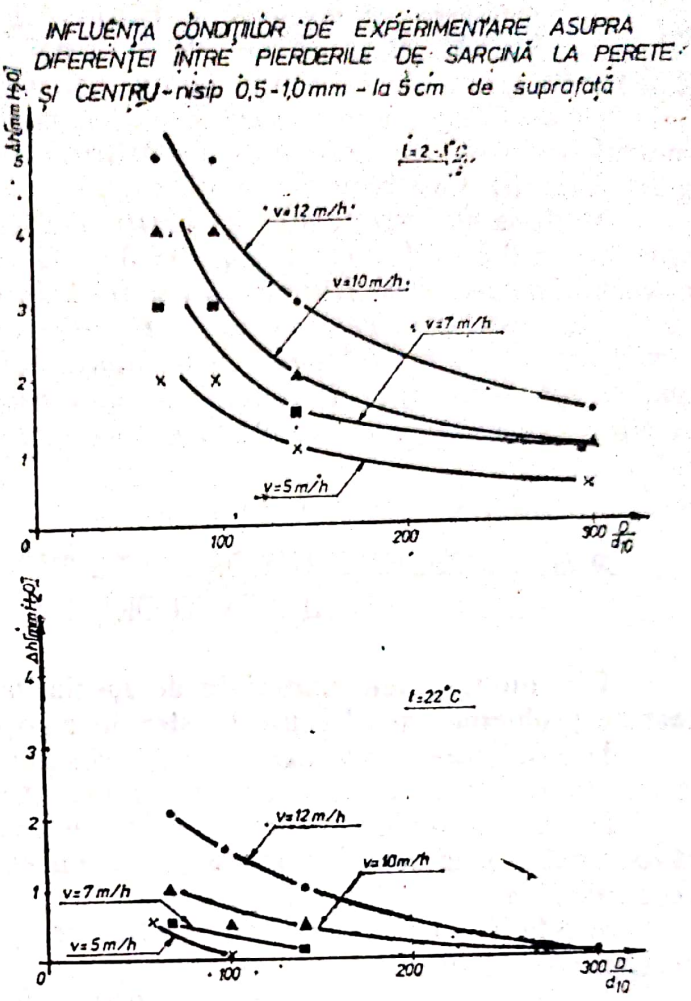



Fig. 2.11. **Influența condițiilor de experimentare asupra diferenței dintre pierderile de sarcină la perete și centru.**

**Cercetările teoretice și experimentale, referitoare la modelarea procesului filtrării apei, permit prezentarea următoarelor concluzii:**

1) *Complexitatea procesului filtrării apei în scopul limpezirii ei, cauzată de numărul mare de variabile implicite, ca și de variația lor în timp, impune, ca în multe cazuri, instrumentul principal în rezolvarea diverselor probleme concrete, legate de proiectarea și exploatarea filtrelor rapide, să fie metoda experimentală, utilizarea unor modele la scară redusă, fiind suficient de reprezentativă.*

2) *Pentru a exista o similitudine între fenomenele de pe instalația pilot și instalația din natură sînt necesare următoarele două condiții:*

— *modelarea pe verticală a filtrului la scara 1:1*, ceea ce presupune respectarea aceloraşi valori ale vitezei de filtrare, a înălţimii stratului filtrant, a mărimii granulelor stratului poros, a înălţimii stratului de apă etc.;

— *asigurarea unui raport* $D/d_{10}$ de minimum 100—140 (unde $D$ — diametrul interior al modelului de filtru, iar $d_{10}$ — diametrul caracteristic granulozităţii încărcăturii de nisip).

3) *Aceasta presupune, că pentru domeniul practic al filtrării rapide a apei* $d_{10} = 0{,}5 - 1{,}5$ mm; $V_{filtr} = 3 - 12$ m/h; $t_{apă} = 2 \ldots 22$°C) *diametrul interior al modelelor de filtre trebuie să fie de 50 mm în limita inferioară şi 210 mm la limita superioară, pentru a asigura similitudinea proceselor ce au loc în filtrul model, cu cele ce se desfăşoară în instalaţia industrială. Desigur că valorile prezentate constituie nişte dimensiuni minime necesare în alcătuirea unor modele de filtru, depăşirea acestora conducînd la o diminuare şi mai importantă a efectului de perete.*

## 2.6. PROBLEME IMPORTANTE PENTRU DEZVOLTAREA ULTERIOARĂ A TEORIEI ŞI PRACTICII FILTRĂRII APEI

**Din numeroasele materiale de specialitate analizate se pot cita următoarele probleme care trebuie să stea în atenţia specialiştilor:**

1) *Elaborarea unor metode simple şi sigure pentru controlul direct al parametrilor geometrici ai mediului filtrant în timpul colmatării.*

2) *Determinarea mai precisă a influenţei vitezei de filtrare, granulozităţii, eterogenităţii mediului filtrant asupra parametrilor filtrării, în diferite condiţii de exploatare.*

3) *Studii pentru observarea influenţei proprietăţilor suspensiilor asupra parametrilor filtrării.*

4) *Ameliorarea metodelor de experimentare pe modele sau instalaţii pilot şi introducerea unor metode moderne de prelucrare a datelor de la instalaţii, funcţionînd în diverse condiţii.*

5) *Determinarea mărimii economice a cuvei filtrului în condiţiile actuale de exploatare (avînd în vedere şi interdependenţa dintre dimensiunile în plan ale filtrului şi adîncimea acestuia).*

6) *Studiul influenţei formei granulelor şi proprietăţilor mediilor filtrante care să stea la baza alegerii unor medii filtrante mai eficiente.*

7) *Generalizarea teoriilor filtrării, prin luarea în consideraţie a tuturor factorilor care pot să influenţeze în diferite condiţii în practica filtrelor.*

8) *Controlul aprofundat al rezultatelor teoretice, prin rezolvarea problemelor concrete privind realizarea şi funcţionarea instalaţiilor de filtrare.*

Scanned with OKEN Scanner

# 3. MATERIALELE FILTRANTE ȘI SISTEME DE DRENAJ

## 3.1. MATERIALE FILTRANTE

Deși procesul de filtrare necesită întotdeauna existența unui mediu (material) prin care se efectuează filtrarea, nu întotdeauna se acordă suficientă atenție studierii acestor materiale.

Pe lîngă materialele granulare care sînt cele mai răspîndite, în filtrele utilizate în tehnicile de tratare și epurare a apelor, în ultimele decenii s-au efectuat progrese însemnate în studiul și realizarea altor materiale filtrante (pereți, țesături, site etc.), cu porozități și caracteristici foarte variate.

### 3.1.1. MATERIALE GRANULARE

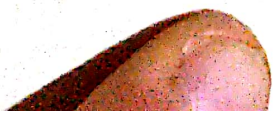
Ca material granular pentru filtre, cel mai frecvent se folosește nisipul cuarțos de carieră, cuarțit sfărîmat, sfărîmături de antracit, marmură, magnetit, sfărîmături de ceramică, granat etc.

Materialele granulare folosite la filtrare nu trebuie să se uzeze sau să-și reducă dimensiunile în procesul de exploatare al filtrelor sau să se dizolve în apa de filtrat.

Verificarea rezistenței materialului filtrant la uzură și micșorarea se fac pe calea scuturării în decurs de 24 h a 100 g material de încercat în 150 ml apă distilată, în aparatul de scuturare, cu o frecvență de 100 deplasări/min. Materialul încercat se cerne pe o sită. Se reține 100 g material, trecut prin sita cu dimensiunea orificiului de 1 mm și rămas pe sită cu dimensiunea orificiului 0,5 mm. Cele 100 g se introduc într-un balon de sticlă cu volumul de 200 ml, se acoperă cu 150 ml apă distilată, se închide proba și se agită, se scurge apa și apoi materialul filtrant se usucă și se cerne din nou prin sită.

Greutatea materialului trecut prin sită cu dimensiunea ochiurilor de 0,25 mm caracterizează procentul de uzură al materialului, iar greutatea materialului trecut prin sita cu dimensiunea ochiurilor de 0,5 mm, dar care a rămas pe sita cu ochiurile de 0,25 mm, caracterizează procentul de micșorare al materialului.

Materialele granulare a căror micșorare nu depășește 4%, iar uzura 2,5% sînt rezistente la aceste acțiuni și pot fi folosite ca materiale filtrante la tratarea apelor (tabelul 3.1).



*Tabelul 3.1.* **Rezultatele încercărilor privind uzura şi micşorarea diferitelor materiale filtrante**

| Materiale filtrante | Procentul de sfărîmare | Procentul de uzură |
|---|---|---|
| Nisip cuarţos din mină de fosforit | 3,60 | 0,16 |
| Nisip cuarţos de rîu | 2,30 | 0,14 |
| Antracit A.P. fărîmiţat | 2,10 | 0,24 |
| Marmură | 3,80 | 2,40 |
| Dolomit semiars la temperatura de 700°C | 7,30 | 4,60 |
| Nisip cuarţos din cariera Făget | 0,005 | 0,05 |
| Granat | 0,20 | 0,60 |
| Cocs metalurgic | 1,60 | 0,12 |

**Mărimea granulelor materialului filtrant şi omogenitatea sînt caracterizate de datele din analiza granulometrică, care permite determinarea următorilor indici** (figurile 3.1, 3.2 şi 3.3):

1) $d_{10}$, $d_{60}$, *diametrul sferei, egal ca volum cu granulele materialului filtrant, care în proba analizată au 10%, respectiv 60% din granule după greutate.*

2) $d_{50}$, *diametrul sferei egal ca volum cu granula materialului filtrant, care reprezintă 50% ca greutate din materialul dat.*

3) *Coeficientul de neomogenitate* $\alpha$ *al granulelor materialului filtrant, egal cu raportul dintre* $d_{60}$ *şi* $d_{10}$ *al materialului filtrant, conform relaţiei:*

$$\alpha = d_{60}/d_{10}. \tag{3.1}$$

Analiza granulometrică a materialului filtrant se realizează pe o probă medie uscată, cu site calibrate şi se determină procentul de material rămas pe fiecare sită.

Calibrarea sitelor se face în modul următor: se cerne prin sită o oarecare cantitate de material filtrant; cînd se termină cernerea, sitele se aşază pe o coală de hîrtie albă şi se vîntură de cîteva ori. Cele mai mari granule ale materialului filtrant trec prin orificii şi apoi cad pe hîrtie. Aceste granule se adună, se numără şi se cîntăresc pe balanţa analitică. Cunoscînd greutatea lor şi greutatea specifică după formula (3.2), se determină diametrul sferei ce va fi egală ca volum cu granulele cele mai mari trecute prin această sită.

**Acest diametru se numeşte calibrul sitei:**

$$d_s = \sqrt[3]{\frac{6g}{n\pi\gamma}}; \tag{3.2}$$

$d_s$ = calibrul sitei [mm];
$n$ = numărul de granule;
$g$ = greutatea granulelor [mg];
$\gamma$ = greutatea specifică a granulelor.

Scanned with OKEN Scanner

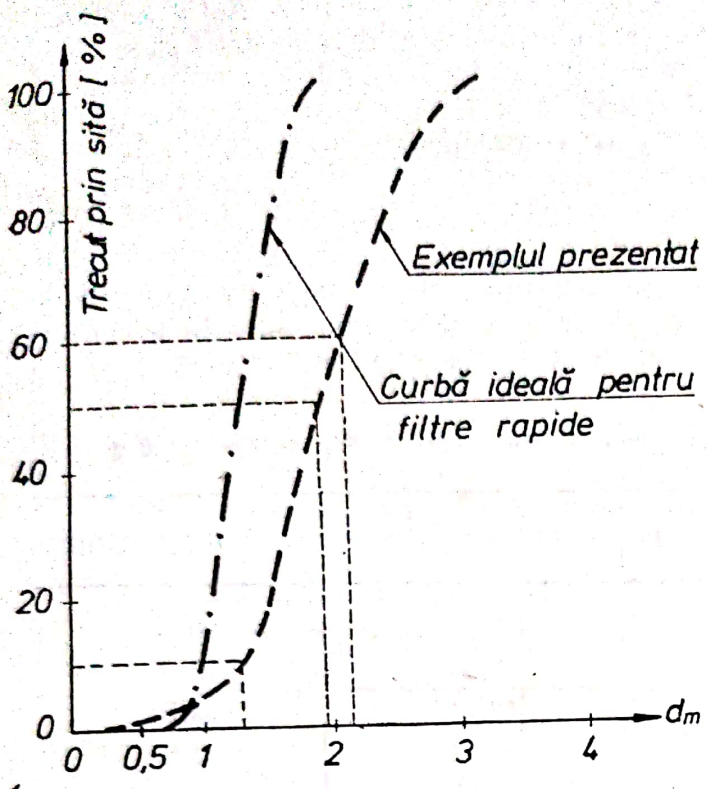



Fig. 3.1. **Curbă granulometrică.**

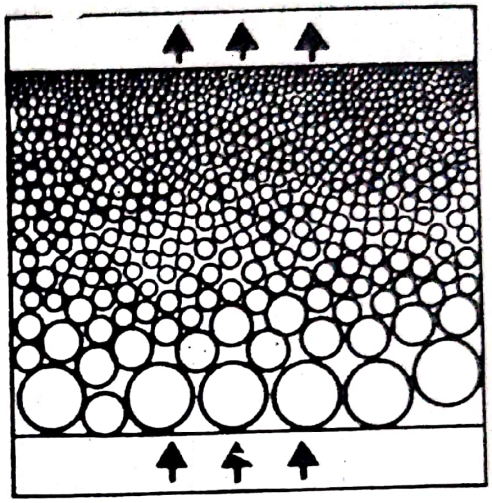


Fig. 3.2. **Filtru ideal.**

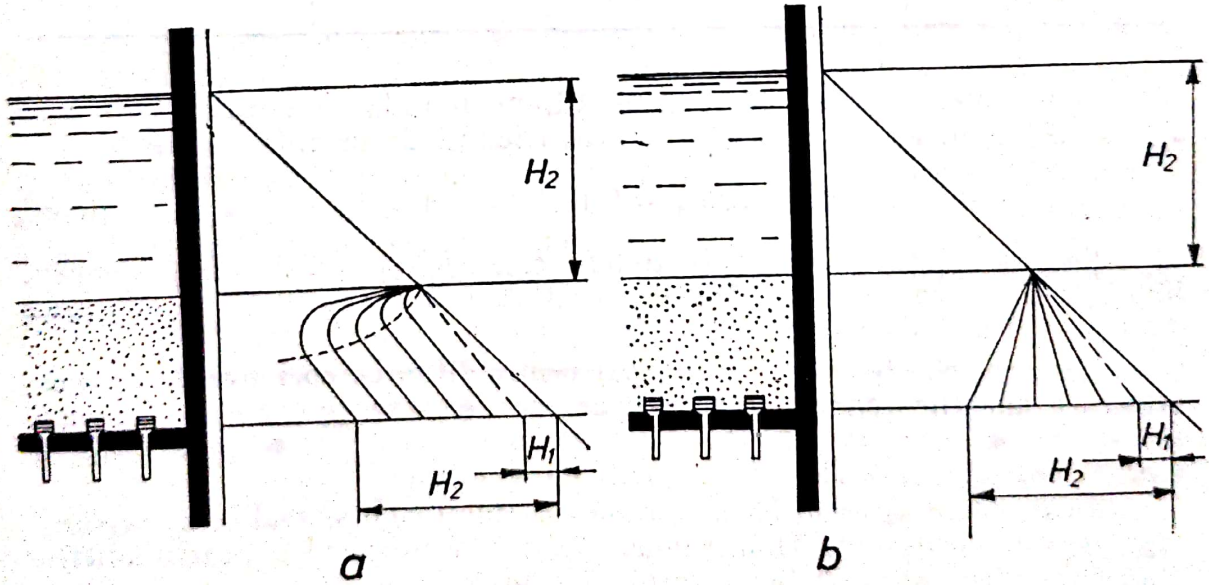



Fig. 3.3. **Pierderea de sarcină prin strate filtrante:**
*a* — nisip neuniform; *b* — nisip uniform; $H_1$ — pierdere de sarcină inițială; $H_2$ — idem, a stratului colmatat.

La analiza granulometrică, materialul filtrant de 100—200 g se usucă la temperatura de 105°C și se cerne pe sitele calibrate. Este de dorit să se aleagă garnitura de site astfel, încît, diferența dintre calibrele sitelor învecinate să nu fie mai mare de 0,25 mm. Depunerile pe fiecare sită se cîntăresc, greutatea depunerilor de pe fiecare sită se consemnează într-un tabel (tabelul 3.2). După aceste tabele se construiește graficul curbei granulometrice (v. fig. 3.3.), apoi se determină caracteristicile nisipului la 10;50 și 60%.

Pentru aceasta, pe ordonatele $d_{10}$, $d_{50}$ și $d_{60}$ se trasează linii paralele cu axa absciselor, pînă la intersecția cu linia graficului și din punctul de intersecție se coboară o perpendiculară pe axa absciselor. Această perpendiculară indică valoarea de 10, 50 și 60% a diametrului nisipului.

*Tabelul 3.2.* **Rezultatele analizei granulometrice pentru nisip de Făget 100 g**

| Calibrul sitei [mm] | Rămas pe sită [g] | Trecut prin sită | |
|---|---|---|---|
| | | [g] | [%] |
| 3.15 | 0 | 100 | 100,00 |
| 2,50 | 20,50 | 79,50 | 79,50 |
| 2,00 | 16,80 | 52,70 | 52,70 |
| 1,63 | 21,90 | 31,60 | 31,60 |
| 1,25 | 25,70 | 5,91 | 5,91 |
| 1,00 | 5,10 | 0,86 | 0,86 |
| 0,80 | 0,57 | 0,29 | 0,29 |
| 0,60 | 0,23 | 0,06 | 0,06 |
| 0,25 | 0 | 0 | 0 |

După cum se vede din figura 3.3, nisipul dat are $d_{10} = 1{,}40$ mm, $d_{50} = 1{,}95$ mm, $d_{60} = 2{,}10$ mm, iar coeficientul de neuniformitate:

$$\alpha = d_{60}/d_{10} = 2{,}10/1{,}40 = 1{,}50. \qquad (3.3.)$$

Pentru încărcătura filtrelor trebuie să se folosească un nisip omogen, bine spălat, cu un coeficient de neuniformitate în toate cazurile, nu mai mare de 1,8—2,0 (ar fi de dorit 1,4—1,6).

Conform STAS 1712/1-70, **nisipul pentru filtrarea apei trebuie să îndeplinească anumite condiții tehnice și anume:** ● *forma granulelor — rotundă și netedă;* ● *volumul golurilor între granule 25—35%;* ● *corpuri străine (resturi animale, vegetale, uleiuri etc.), nu se admit.*

În standard se dau indicații asupra modului cum se realizează verificările calității nisipului. Dimensiunea optimă a nisipurilor pentru diferite tipuri de filtre, se va relua în capitolele următoare.

**O problemă specială se ridică în cazul materialului granular, pentru stratul de susținere.**

*Stratul de susținere este amplasat între stratul filtrant și drenajul filtrului.* Destinația stratului de susținere este de a preveni scoaterea materialului filtrant din filtru, împreună cu filtratul. În afară de aceasta, stratul de susținere servește la îmbunătățirea răspîndirii uniforme a apei de spălare pe suprafața filtrului.

Pietrișul sau piatra spartă care se folosește în stratul de susținere trebuie să fie rezistent la uzură și frecare, stabil chimic și nu trebuie să conțină mai mult de 10% din anumite particule.

Stratul de susținere trebuie să fie alcătuit, după posibilități, din particule omogene; în fiecare strat, dimensiunea granulelor celor mai mari nu trebuie să fie mai mare decît de două ori dimensiunea celor mai mici granule din același strat (de exemplu 2—4; 8—16; 16—32 mm).

Dimensiunea celor mai mici granule a părții superioare a stratului de susținere, pe care este așezat stratul filtrant, trebuie să fie de două ori mai mare decît cea mai mare granulă a stratului filtrant.

**Stratul de susținere în filtre cu sisteme de drenaj de mare rezistență este alcătuit în funcție de mărimea granulelor, cu următoarele grosimi:**

| Mărimea granulelor [mm] | Grosimea stratului [mm] |
|---|---|
| 32—16 | Limita superioară trebuie să fie cu 100 mm deasupra orificiilor sistemului de drenaj |
| 16—8 | 100 |
| 8—4 | 100 |
| 4—2 | 50 |

La utilizarea sistemelor de drenaj tubulare, cu orificiile îndreptate în jos, stratul cu mărimea 32—16 mm se va prevedea pînă la creasta tubului de drenaj, iar grosimea acestuia un trebuie să fie mai mică de 100 mm.

În filtrele cu un singur flux, cu mișcarea apei de sus în jos, în cazul în care construcția drenajului exclude posibilitatea de pătrundere a micilor granule de material filtrant (sisteme cu căpăcel, tuburi cu fante și altele), stratul de susținere nu mai este necesar.

**La filtrele lente și prefiltre, se utilizează următoarele grosimi ale stratului de susținere:**

| Mărimea granulelor [mm] | Grosimea stratului de susținere [mm] |
|---|---|
| 32—16 | 150 |
| 16— 8 | 100 |
| 8— 4 | 100 |
| 4— 2 | 100 |

Legat de folosirea unor noi materiale filtrante — şi în ţara noastră există în ultimul timp, perspectiva folosirii unor zăcăminte de granat ca materiale filtrante pentru tratarea şi epurarea apelor. Granatul s-a dovedit rezistent la uzură şi la acţiunea chimică a apei, avînd o eficienţă la limpezire, comparabilă cu a nisipului cuarţos. În ţara noastră va fi astfel posibilă extinderea folosirii filtrelor cu mai multe straturi, prin utilizarea straturilor din granat-nisip.

### 3.1.2. ŢESĂTURI FILTRANTE

Caracteristicile unei ţesături filtrante depind de dimensiunea şi calitatea firului, precum şi de modul de ţesere, rezultînd o pînză caracterizată prin numărul de ochiuri pe unitatea de măsură şi dimensiunea golurilor realizate.

*Ţesăturile metalice* realizate din fire de oţel, cupru, bronz, fosfor, nichel, aluminiu, titan etc. au diametrul de la 20—30 $\mu$ pînă la cîteva zeci de milimetri. Dimensiunea porilor poate ajunge la 5—10 $\mu$, iar grosimea ţesăturii este foarte deasă, ceea ce conduce la pierderi de sarcină mici şi rezistenţă la presiuni mari.

*Ţesături din fire naturale* pot fi realizate din bumbac, mătase, lînă, cînepă, in, iută sau *fire sintetice* din poliamide, acrilaţi, clorură de polivinil polipropilenă, poliesteri, polietilenă. Aceste ţesături pot fi realizate din fire simple sau din fire duble ori triple, lise sau nu. Rezistenţa mecanică a ţesăturilor din lînă, bumbac, in sau cînepă este de 15 kgf/mm$^2$, în timp ce la cele din fire poliamidice sau poliesterice ajunge la 50 kgf/mm$^2$. Diametrul porilor poate fi şi la aceste ţesături de 5—10 $\mu$.

Ţesăturile din fire naturale şi sintetice sînt foarte răspîndite la filtrele cu vid, la filtrele cu discuri şi la cartuşele filtrante.

*Fetrul* realizat din îngrămădirea unor fibre prin comprimare, cu sau fără ajutorul unui liant, constituie de asemenea un material filtrant. În această categorie intră hîrtia de filtru ai căror pori pot fi realizaţi de la 0,02 la 25 $\mu$. Mai recent a fost realizată o hîrtie de filtru din microfibre, care are diametrul porilor de 100—200 Ăngstromi, care se foloseşte cu succes la filtrările sterilizante. Fetrul poate fi realizat din fibre naturale (celuloză, lînă, bumbac), sintetice, metalice, minerale (ceramice, cărbune, sticlă, azbest), sub formă de plăci, tuburi, cadre etc., care pot fi şi armate. Au fost realizate şi membrane de tip Millipore, precum şi cartuşe filtrante cu porozităţi crescătoare de la 5 la 150 $\mu$.

*Ansamble de materiale* constituie în general elementele sau cartuşele filtrante, realizate din rondele suprapuse, care realizează coloane filtrante sau cartuşe din bobinarea unor fire pe un suport metalic, finetea de filtrare rezultînd din spaţiile dintre spire, fiind cuprinsă între 5 şi 500 $\mu$.

Scanned with OKEN Scanner

### 3.1.3. MATERIALE POROASE FILTRANTE

În această categorie intră materialele poroase, care alcătuiesc „pereții filtranți" sau suporții filtranți, fiind realizați din ceramică, sticlă, metal sau materiale plastice. Noile tehnologii de realizare a materialelor poroase asigură obținerea dimensiunilor porilor, grosimii și forma dorită a peretelui.

*Materialele ceramice și din sticlă* au fost folosite încă din antichitate, fiind realizate din comprimarea granulelor unor minerale diferite: silicați, aluminiu, cuarț, grafit etc., cu sau fără liant, realizînd pori cu diametrul cuprins între 10 și 1 000 μ. Cu cît diametrul porilor este mai mare, porozitatea crește, în schimb, rezistența mecanică a materialului scade.

*Materialele poroase din sticlă* realizate prin fritare au pori cu diametrul de 20—400 μ și se folosesc în general la filtrare grosieră sau ca suport pentru alte materiale filtrante.

*Materialele poroase metalice* sînt realizate din bile sau granule metalice calibrate, cu dimensiuni cuprinse între cîțiva microni pînă la un milimetru, sinterizate, rezultînd un perete filtrant cu pori de 1—100 μ la grosimi reduse de ordinul a 1,5—3,0 mm. Ca principale metale utilizate se menționează: bronzul, oțelul inoxidabil, aliaje refractare, aluminiu etc., care pot realiza structuri poroase celulare sau alveolare de dimensiuni și porozități diferite, cu rezistență mecanică ridicată.

*Materialele poroase plastice* sînt realizate din diferite materiale termoplastice (policlorură de vinil, polietilenă, polipropilenă, polistiren, poliamide etc.) sub formă de pudră fină calibrată sau chiar sub formă de bile cu granulozitate foarte precisă; diametrul porilor depinde de temperatura și presiunea de fabricare. În general, se pot obține materiale cu diametrul porilor variind între 5 și 200 μ, forma de realizare fiind foarte variată; plăcile și tuburile poroase sînt utilizate cel mai frecvent în filtrarea apelor.

## 3.2. SISTEME DE DRENAJ ALE FILTRELOR

Sistemul de drenaj are un rol esențial în funcționarea filtrelor pentru a asigura uniformizarea colectării apei filtrate și a repartiției apei și aerului de spălare.

**Modul de concepere al drenajului trebuie să corespundă următoarelor cerințe:**

1) *Să asigure o colectare uniformă a apei filtrate pentru utilizarea întregii capacități a stratului filtrant.*
2) *Să asigure un grad mare de uniformitate a distribuției apei de spălare pe suprafața filtrului.*
3) *Să nu permită eliminarea din filtru a materialului filtrant odată cu apa filtrată.*
4) *Să nu se înfunde în timpul exploatării instalației.*

Este util, ca înaintea prezentării principalelor tipuri de drenaje folosite în tehnica mondială, să se facă anumite considerații teoretice asupra hidraulicii sistemelor de drenaj ale filtrelor.

Scanned with OKEN Scanner

### 3.2.1. CONSIDERAȚII TEORETICE ASUPRA SISTEMELOR DE DRENAJ

Principala particularitate a funcționării instalațiilor de distribuție sau colectare o constituie variația debitului pe direcția mișcării fluidului. În conductele cu orificii, variația debitului are loc prin salturi — odată cu intrarea sau ieșirea curenților din orificii. În jgheaburi sau rigole cu muchie deversoare variația debitului are loc pe toată lungimea dispozitivului.

În general, distribuția și colectarea fluidelor are loc în condițiile unor mici modificări în timpul ciclului tehnologic de funcționare. Fluctuațiile de nivel sau variațiile de debit au un caracter întîmplător. De aceea, într-o primă aproximație, mișcarea fluidului într-o instalație de distribuție sau colectare se poate considera stabilă.

Diferența în condițiile de scurgere prin punctele caracteristice ale instalației de distribuție sau colectare determină gradul de uniformitate.

**Acest grad de uniformitate se poate caracteriza cu ajutorul indicelui de uniformitate $m_q$ astfel:**

$$m_q = q_{min}/q_{max}, \tag{3.4e}$$

în care $q_{min}$, $q_{max}$ = debitul de apă minim și maxim trecut prin orificiil) extreme.

La proiectarea stațiilor de filtrare este acceptat de obicei un **grad de neuniformitate a spălării de cel mult** 5%:

$$q_{min} = q_{max}\left(1 - \frac{5}{100}\right); \quad \frac{q_{min}}{q_{max}} = 0{,}95. \tag{3.5) și (3.6}$$

Uneori pentru caracterizarea uniformității distribuției sau colectării se poate utiliza **indicatorul de uniformitate** $m_p$:

$$m_p = p_{min}/p_{max}, \tag{3.7}$$

în care $p_{min}$, $p_{max}$ = pierderea de sarcină la trecerea apei prin acele orificii ale sistemului, prin care trece debitul cel mai mare și debitul cel mai mic.

**Între $m_q$ și $m_p$ exsită următoarea relație:**

$$m_q = \frac{q_{min}}{q_{max}} = \frac{\mu_{min} \cdot \omega_{min}\sqrt{2gh_{min}}}{\mu_{max} \cdot \omega_{max}\sqrt{2gh_{max}}}; \quad m_q = \frac{\mu_{min}}{\mu_{max}} \cdot \frac{\omega_{min}}{\omega_{max}}\sqrt{m_p}. \tag{3.8}$$

Pe de altă parte reluînd relația (3.7) ea se poate exprima și sub forma:

$$m_p = \frac{p_{min}}{p_{min} + \Delta p}. \tag{3.9}$$

$\Delta p$ reprezintă pierderile de presiune pe zona dintre orificiile în discuție.

Expresia (3.9) indică faptul că uniformitatea funcționării instalației de distribuție sau colectare depinde de corelația dintre pierderea de presiune în orificii și pierderea de presiune pe zona dintre orificii.

Raportul poate fi făcut să tindă spre valoarea 1 (mărimea gradului de uniformitate), fie prin mărirea pierderilor de sarcină prin orificii (astfel încît $\Delta p$ să devină, comparativ, neglijabil), fie prin micșorarea pierderilor de presiune de pe porțiunea dintre orificii.

Scanned with OKEN Scanner

Mărirea rezistenței orificiilor se poate face cu ajutorul micșorării dimensiunii și numărului lor, deci micșorarea suprafeței lor.

Micșorarea pierderilor de sarcină pe zona dintre orificii se poate obține prin mărirea dimensiunilor secțiunii transversale ale sistemului de distribuție sau colectare.

**În funcție de metoda aplicată, dintre cele două posibilități menționate, se întîlnesc următoarele tipuri de drenaje:**

1) *Drenaje de mare rezistență*, în care uniformitatea distribuției apei de spălare se realizează cu ajutorul unei mari rezistențe hidraulice la trecerea apei prin orificiile sistemului.

2) *Drenaje de mică rezistență*, în care uniformitatea distribuției apei se realizează datorită vitezei mici de mișcare a apei în sistemul de drenaj și diferenței neglijabile între presiunile din punctele extreme ale sistemului.

Sistemele de drenaj de mare rezistență pot fi cu compensare orizontală și fără compensare orizontală.

Sistemul cu compensare orizontală asigură spațiu liber sub stratul filtrant în care apa ieșită din orificiile sistemului circulă și în direcția orizontală, compensînd într-un mod important posibilitatea neuniformității distribuției apei în sistemul de drenaj.

În cazul sistemului de drenaj fără compensare orizontală apa din orificii intră direct în stratul suport sau stratul filtrant.

Atît sistemele de drenaj de mare rezistență, cît și cele de mică rezistență pot fi prevăzute a lucra cu sau fără strat suport de pietriș.

### 3.2.2. PREZENTAREA PRINCIPALELOR TIPURI DE DRENAJ UTILIZATE

În tehnica mondială a existat o evoluție a sistemelor de drenaj, evoluție care a pornit de la utilizarea drenajelor cu rezistență mică, apoi a celor de mare rezistență, ajungînd ca în prezent, în condițiile utilizării spălării cu apă și aer să se folosească drenaje de mare rezistență cu compensare orizontală.

3.2.2.1. **Drenaje de mică rezistență.** Schema unui filtru prevăzut cu un drenaj de mică rezistență este prezentată în figura 3.4.

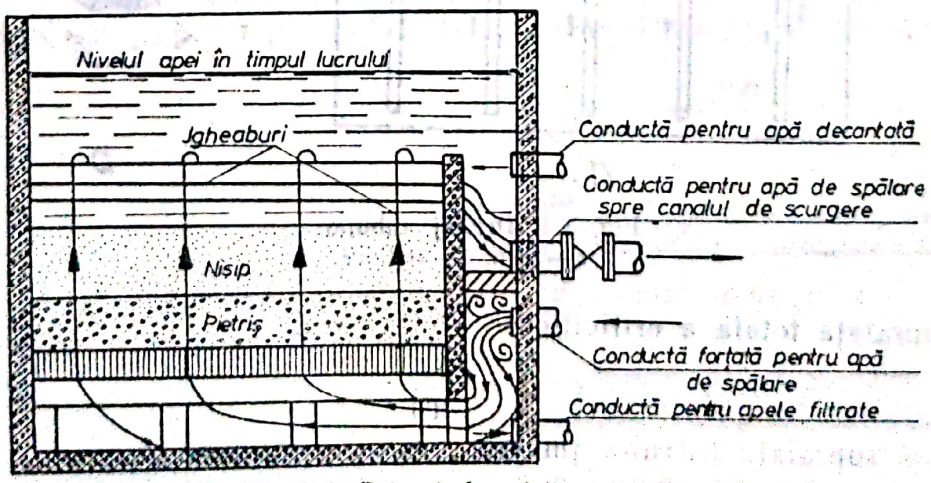



**Fig. 3.4. Drenaj de mică rezistență.**

Drenajul este realizat din dulapi aşezaţi pe muchie cu un spaţiu de 25 mm între ei. Pe dulapi este aşezat un strat de pietriş pentru susţinerea nisipului.

Apa de spălare intră în partea inferioară a filtrului printr-un canal de admisie şi de aici prin interspaţiile dintre scînduri în stratul suport.

Viteza mică de mişcare a apei în canalul de admisie asigură o mică diferenţă a presiunii în diferitele puncte ale sistemului şi în consecinţă o uniformitate a debitelor de apă pe întreaga suprafaţă a filtrului.

Drenajul propriu-zis este relativ ieftin, dar presupune o înălţime constructivă a filtrului mai mare. Defectul sistemului îl constituie marea lui sensibilitate la unele diferenţe în rezistenţa opusă pe diferitele trasee. La o neuniformitate în tasarea încărcăturii filtrante sau a modului de impurificare apa va avea tendinţa de a trece nu prin părţile tasate sau impurificate, ci va merge pe linia de cea mai mică rezistenţă.

De asemenea, acest tip de drenaj nu a luat o mare dezvoltare — fiind folosit mai mult în U.R.S.S. — datorită dificultăţilor de realizare în practică a unor dispozitive care să asigure disiparea energiei curentului.

3.2.2.2. **Drenaje de mare rezistenţă fără compensare orizontală**

**În practica modernă a conceperii sistemelor de drenaj de mare rezistenţă se folosesc următoarele tipuri:** ● *tubulare*; ● *cu plăci poroase sau bile*; ● *cu crepine.*

a. **Drenaje tubulare.** Tipul clasic de drenaj tubular de mare rezistenţă este prezentat în figura 3.5 şi constă dintr-un colector, aşezat pe axa filtrului, din care pe ambele direcţii, simetric, sînt fixate conducte de distribuţie cu orificii. Orificiile sînt intercalate pe conductă în şah, la un unghi de 45° cu axa verticală a tubului.

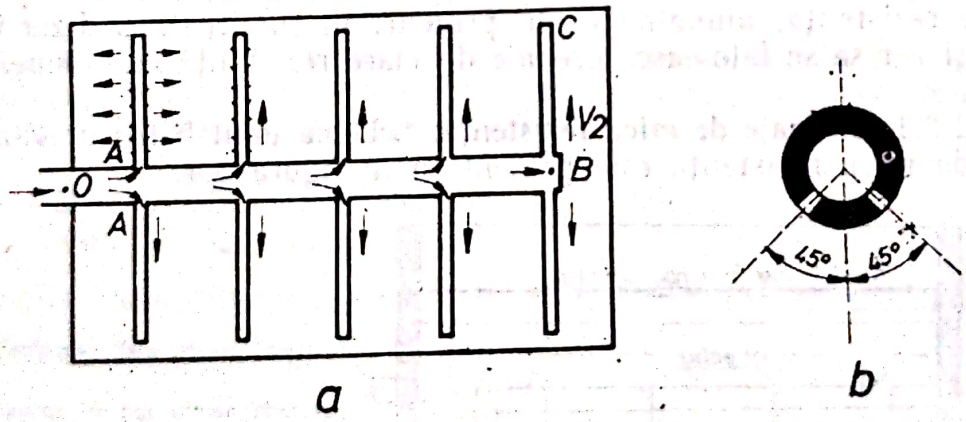



Fig. 3.5. **Drenaj tubular:**
*a* — plan; *b* — secţiune.

**Suprafaţa totală a orificiilor:**

$$\Omega = \frac{k F}{100}; \qquad (3.11)$$

$F$ = suprafaţa filtrului [m²];
$k$ = coeficient = 0,2—0,3.

Prin fixarea diametrului orificiilor între 6 și 12 mm se poate determina numărul total de orificii și poziția lor.

În literatură se prezintă și alte relații sau recomandări, necesare pentru calculul pierderilor de sarcină prin orificii a distanței între tuburi, pentru stabilirea vitezelor de circulație a apei prin colectorul principal sau tuburile ramificate.

Astfel, la alcătuirea sistemului de distribuție numărul de ramificații se recomandă a se alege prin împărțirea lățimii generale a construcției la lățimea zonei ce deservește o conductă. La filtre, aceasta este de 0,30 m (fără a se considera lățimea proprie a distribuitorului sau colectorului).

Valoarea vitezei de calcul depinde de valoarea pierderii de sarcină, admisibilă în sistemul dat, de distribuție sau colectare. Pentru sistemele de distribuție sau colectare a filtrelor se consideră o valoare de 2,00 m/s.

Datorită construcției lor simple, drenajul tubular este cel mai răspîndit tip de drenaj de mare rezistență, fiind folosit mai ales în U.R.S.S.

b. **Drenaje cu plăci poroase.** În figura 3.6 este prezentată schema unui filtru avînd un drenaj alcătuit din plăci poroase.

Plăcile poroase pot fi confecționate prin metoda cocsificării oxidului de aluminiu granular sau șamotă, ca liant fiind folosită sticla fluidă.

În U.R.S.S. sînt folosite plăcile poroase ceramice de dimensiuni 300 × × 300 × 40 mm, cu suprafața porilor de 45% și dimensiunea porilor de 300 μ.

În S.U.A. sistemul de plăci poroase este de asemenea răspîndit, mai des fiind folosite plăcile din carborund și keramzit.

**Pierderea de sarcină aproximativă prin plăcile poroase:**

$$H = 0{,}01\ v \quad [\text{m } H_2O]; \tag{3.12}$$

$v$ = viteza de filtrare [m/h].

**Principalele avantaje ale drenajului din plăci poroase sînt:** ● *economie de strat suport*; ● *reducerea înălțimii cuvei filtrului*; ● *consum redus de metal*; ● *mare uniformitate a distribuției apei.*

Principalele probleme ridicate însă de utilizarea plăcilor poroase sînt cele legate de fixarea plăcilor și impermeabilitatea rosturilor dintre plăci.

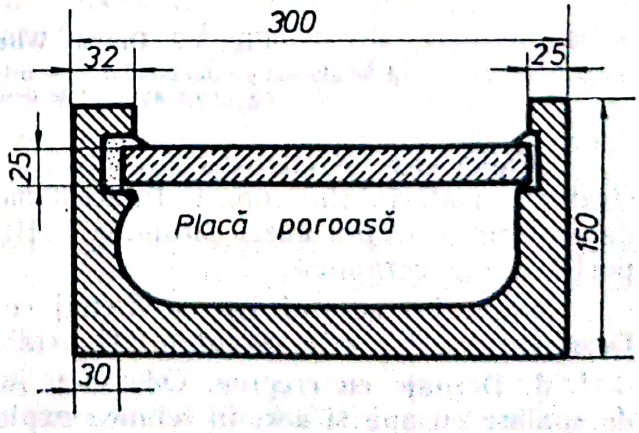



Fig. 3.6. **Drenaj cu plăci poroase.**

Se observă de asemenea o colmatare în timp a plăcilor, fapt ce necesită o spălare a acestora, de regulă utilizîndu-se un acid. Spălarea se poate face pe loc, în momentul scoaterii din funcțiune a unei cuve.

c. **Drenaje cu bile (Wheeler).** Drenajul cu bile se execută sub forma unui planșeu cu alveole piramidale, umplute cu bile de diferite diametre, figura 3.7 prezentînd principalele dimensiuni ale unui astfel de drenaj.

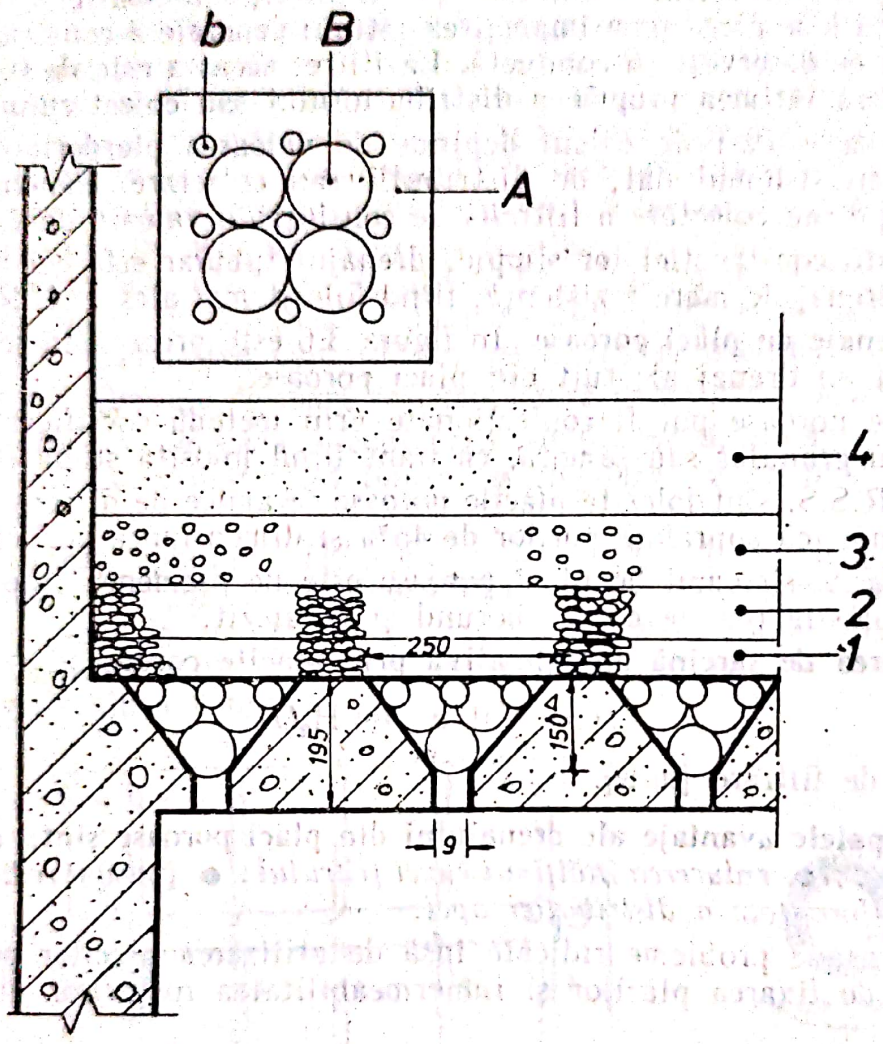



Fig. 3.7. **Drenaj Wheeler cu bile:**
*A* — alveolă piramidală; *B*, *b* — bile de porțelan; *1—4* — strate cu granulozitate descrescătoare.

Bilele, care se micșorează succesiv, au ca urmare o trecere treptată la straturile materialului suport. În acest mod curentul de apă se ridică destul de uniform deasupra bazei piramidale. Bilele pot fi confecționate din beton, porțelan sau ceramică.

Avantajul acestui tip de drenaj constă în absența pieselor metalice. Dezavantajul lui este costul relativ ridicat și uzura importantă a bilelor.

d. **Drenaje cu crepine.** Odată cu introducerea mai largă a sistemului de spălare cu apă și aer, în tehnica exploatării filtrelor drenajul cu crepine

Scanned with OKEN Scanner

(fig. 3.8) a devenit cel mai utilizat dispozitiv de asigurare a uniformității distribuției pe toată suprafața filtrului a fluidelor în discuție.

După părerea marii majorități a specialiștilor în domeniul tratării apelor, sistemul de drenaj cu crepine reprezintă sistemul cel mai eficace, asigurînd o uniformitate remarcabilă și o reducere a consumului de apă și aer de spălare.

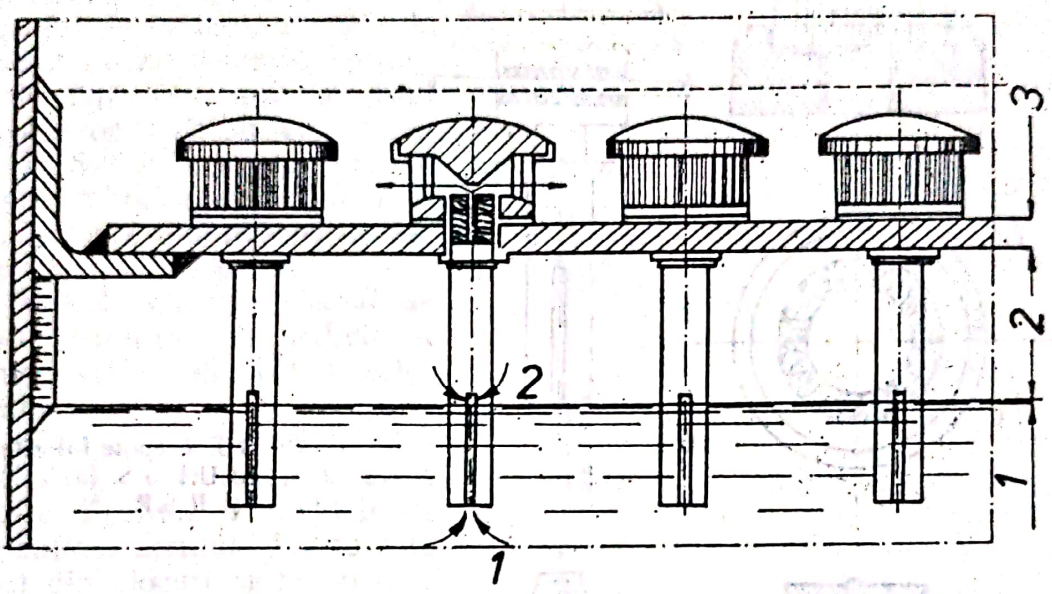



Fig. 3.8. **Schema alcătuirii unui drenaj cu crepine:**
*1* — apă; *2* — aer; *3* — strat de pietriș.

Tipurile de drenaje cu crepine utilizate în prezent în tehnica mondială a filtrării rapide sînt foarte diferite în primul rînd din punctul de vedere al formei crepinei propriu-zise (figurile 3.9 și 3.10).

Ele sînt rezultate din experiența practică a numeroase stații de filtrare și determinate de caracteristicile proprii ale instalației dintre care citățm: caracteristicile materialului filtrant; înălțimea stratului; caracteristicile suspensiilor.

Crepinele se înșurubează în piulițe speciale, montate în plăcile de beton armat, care constituie și sistemul de suport al stratului filtrant.

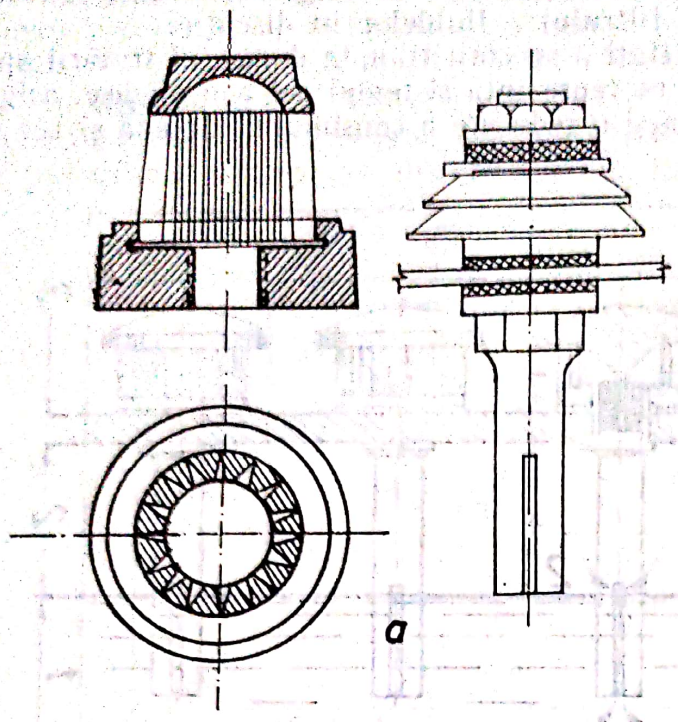
Admisia apei și aerului se poate face simultan prin tija crepinei, fanta cu lățimea de 1 mm amenajată pe această tijă oferind condiții pentru realizarea unui nivel de separație între cele două fluide.

Condiția principală de realizare a uniformității distribuției în cazul drenajului cu crepine este ca partea superioară a fantei de pe tija tuturor crepinelor să fie la același nivel.

Crepinele pot fi făcute din bronz, alamă, porțelan, ebonită, în ultimul timp fiind confecționate din diverse mase plastice: polietilenă, relon, vinidur etc.

În general, pe 1 m² suprafață de filtru sînt necesare aproximativ 50—60 crepine. Dimensionarea precisă a drenajului cu crepine se face ținînd seama de rezistența hidraulică corespunzătoare fiecărui tip de crepine.

Scanned with OKEN Scanner



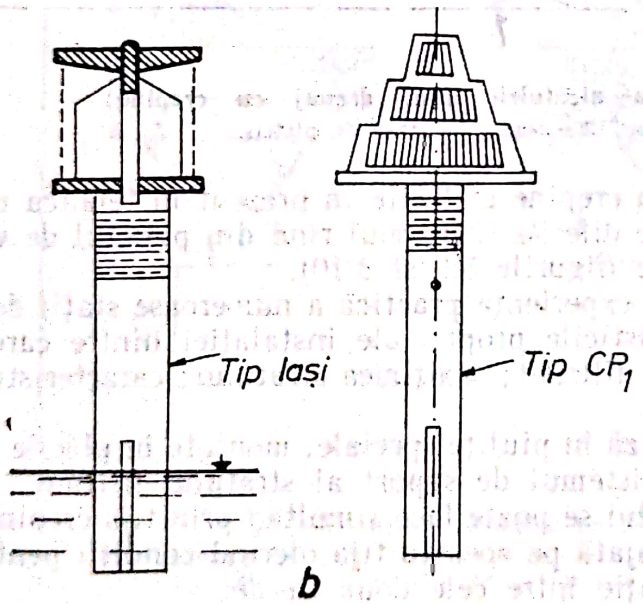




Fig. 3.9. **Crepine folosite în U.R.S.S. (*a*) și R.S.R. (*b*).**

În literatură s-au găsit date mai precise în ceea ce privește crepina VTI-5 studiată de specialiștii sovietici F. G. Prohorov și S. G. Morozov (v. fig. 3.9). Pentru o suprafață totală a orificiilor unei astfel de crepine de 192 mm² (24 de fante a 20 × 0,4 mm) s-au obținut următoarele pierderi de sarcină: 80 mm $H_2O$ pentru un debit de apă pe crepină de 0,172 dm³/s și 170 mm $H_2O$ la un debit de 0,267 dm³/s.

3.2.2.3. **Drenaje de mare rezistență cu compensare orizontală.** Drenajele de mare rezistență cu compensare orizontală sînt sistemele cele mai evoluate din punctul de vedere al gradului de uniformitate a distribuției apei și aerului de spălare, dar și cele mai costisitoare deoarece presupun de fapt utilizarea a două instalații de distribuție.

În S.U.A. cel mai des se folosesc tuburile cu orificii și plăci formate din blocuri de keramzit sau beton poros.

În U.R.S.S. sînt destul de folosite tuburile cu orificii și deasupra grinzii de beton echidistante.

*Drenajul cu blocuri M* intră în categoria drenajelor de acest tip care cuprinde și conducte de distribuție a aerului. Acesta este format din blocuri de beton simplu de forma literei M cu dimensiunile 15 × 50 × 8 cm, ce pot fi așezate direct pe radierul cuvei. Aerul se distribuie printr-o rețea separată de tuburi de PVC de dimensiuni 32 × 1,8 mm, amplasate sub blocuri pe radier.

Uniformizarea introducerii aerului și micșorarea mărimii bulelor de aer se realizează cu ajutorul unui strat de pietriș de 40 cm înălțime cu descreștere a granulelor de la 25 la 3 mm.

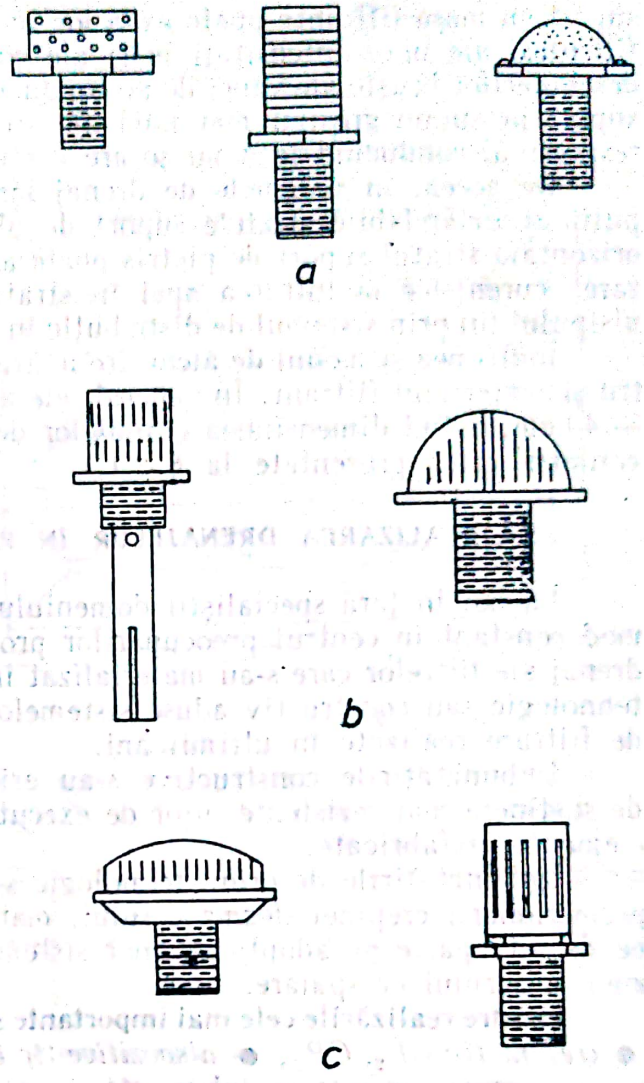



Fig. 3.10. **Crepine folosite în S.U.A., Franța și R.F.G.:**
*a* — utilizate în instalațiile din S.U.A.; *b* — mai des întîlnite în Franța; *c* — recomandate de normele din R.F.G.

**Avantajele acestui tip de drenaj sînt:** ● *mai simplu de executat*; ● *mai economic datorită reducerii planșeului, a sistemului de susținere etc.*; ● *eliminarea posibilităților de pătrundere a nisipului în conducte*; ● *nu necesită reglaje speciale deoarece nu lucrează cu nivel de separație apă-aer.*

3.2.2.4. **Stratul suport de pietriș.** Sistemele de drenaj, atît cele de mare rezistență, cît și cele de mică rezistență se împart în sisteme destinate a lucra cu strat de pietriș și în sisteme ce pot funcționa fără strat suport de pietriș.

În general, există o reținere în utilizarea stratului suport de pietriș, în special datorită unei deficiențe tehnologice și modificării suprafeței orizontale a acestui strat în procesul de exploatare a filtrului. Amestecul stratului

suport cu masa filtrantă poate avea loc în condițiile unei mari impurificări a filtrului, ale unor intensități mari ale contracurentului de apă și în cazul deschiderilor bruște ale vanei de pe conducta de spălare. Denivelările stratului suport presupun grosimi mai mici ale stratului filtrant propriu-zis în zona respectivă, conducînd la o micșorare a eficienței reținerii suspensiilor.

De aceea, în sistemele de drenaj fără compensare orizontală sînt mai puțin recomandabile stratele suport de pietriș. În drenajele cu compensare orizontală stratul suport de pietriș poate avea un efect favorabil în uniformizarea curenților la intrarea apei în stratul filtrant și prevenirea accesului nisipului fin prin sistemul de distribuție în conductele de apă filtrată.

Înălțimea și modul de alcătuire a stratului suport depind de tipul de filtru și materialul filtrant. În general, ele ajung la o grosime de maximum 30 — 40 cm, avînd dimensiunea granulelor de pietriș cuprinsă între 2 și 32 mm conform celor prezentate la § 3.1.1.

### 3.2.3. REALIZAREA DRENAJELOR ÎN REPUBLICA SOCIALISTĂ ROMÂNIA

La noi în țară specialiștii domeniului alimentărilor cu apă au avut în mod constant în centrul preocupărilor problema perfecționării sistemelor de drenaj ale filtrelor care s-au materializat în numeroase îmbunătățiri de ordin tehnologic sau constructiv aduse sistemelor de drenaj folosite în instalațiile de filtrare realizate în ultimii ani.

Îmbunătățirile constructive s-au orientat în conceperea unor planșee de susținere mai rezistente, ușor de executat, cu posibilități de realizare din elemente prefabricate.

Îmbunătățirile de ordin tehnologic s-au axat pe de o parte pe direcția perfecționării crepinei (forma coșului, materialul din care este realizată), iar pe de altă parte pe adoptarea unor sisteme îmbunătățite de transport ale apei și aerului de spălare.

**Printre realizările cele mai importante se pot cita:** ● *plăcile de tip Arcuda*; ● *crepine tip* $CP_2$, $CP_3$; ● *dispozitive tip ejector de spălare*; ● *sisteme de drenaj cu crepine înfipte în tuburi etc.*

Plăcile de tip Arcuda, prezentate în figura 3.11, realizate dintr-un beton poros, sînt des folosite la drenajul filtrelor lente, nu pot fi aplicate la filtrele rapide, necorespunzînd sistemului de spălare în contracurent de apă și aer.

Mai puțin răspîndite și bazate pe principii noi sînt dispozitivele de spălare cu ejector, care elimină aproape complet problema drenajului. Ejectoarele ce se utilizează la spălarea filtrelor lucrează cu un amestec de apă și nisip, antrenat din cuva filtrului. Totuși, fiind mai puțin cunoscută și datorită lipsei unor încercări experimentale pentru diverse condiții de funcționare ca și a degradărilor pronunțate ce apar datorită eroziunilor la viteze mari de antrenare ale nisipului, nu a fost posibilă utilizarea mai largă a acestei metode.

Sînt de semnalat de asemenea eforturile făcute în vederea elaborării unei crepine care să ofere condiții superioare în uniformizarea colectării apei filtrate și introducerii apei și aerului de spălare.

**Astfel au fost elaborate succesiv:** ● *crepine de tip Iași (cu manșon de bachelită și sită de cupru)*; ● *crepine* $CP_2$ *(cu manșon din relon și sită din polietilenă)*; ● *crepine* $CP_3$ *(în întregime din relon)*, ultima prezentată în fig. 3.9.

Scanned with OKEN Scanner

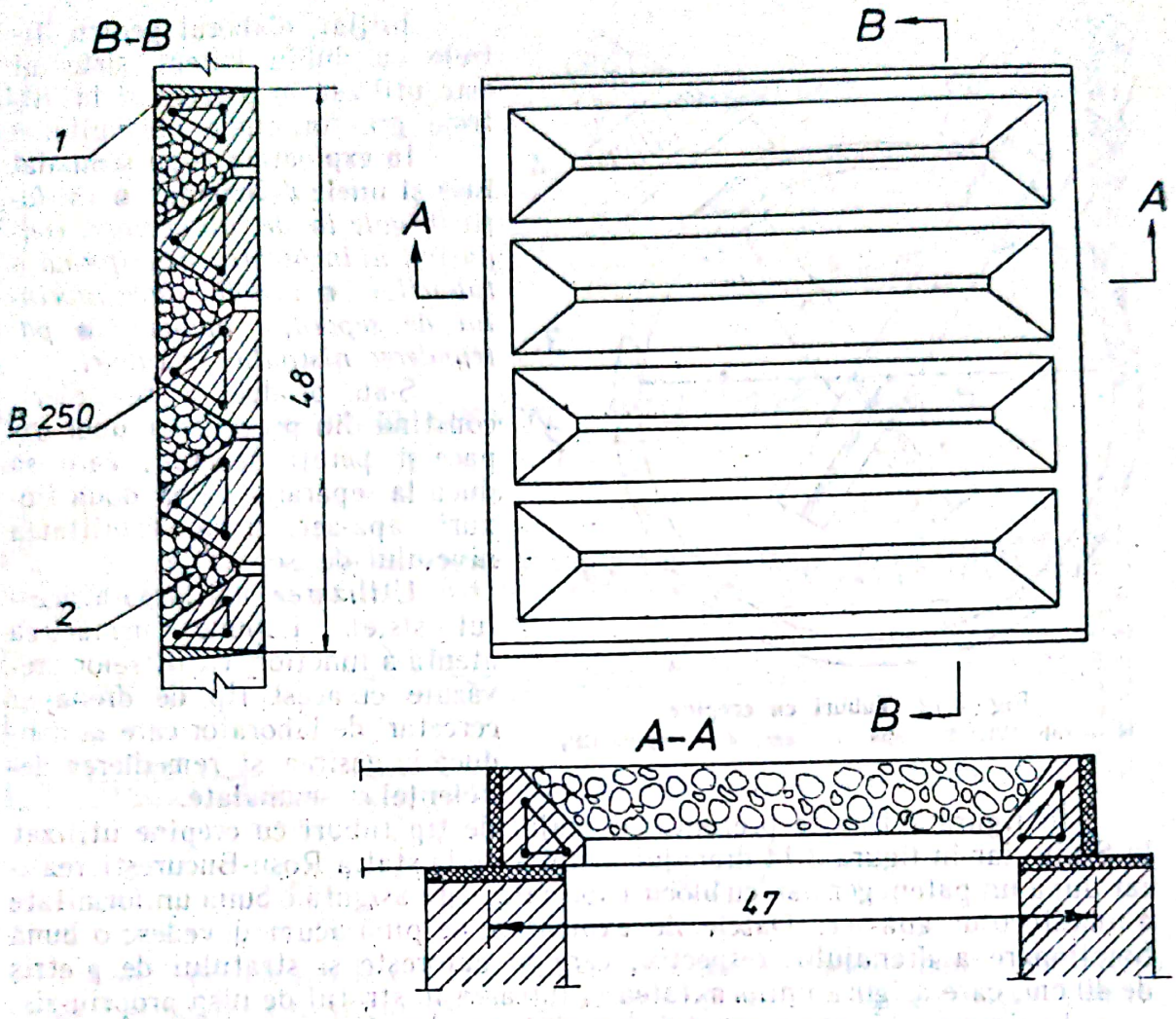



Fig. 3.11. **Placă tip Arcuda:**
*1* — mortar de ciment; *2* — agregat macroporos 5—10 mm legat cu lapte de ciment.

Desigur că ele se mai pretează la îmbunătăţiri atît din punctul de vedere al formei, cît şi al materialului din care sînt executate.

Una din cele mai recente propuneri privind noi sisteme de drenaj o constituie sistemul de tuburi cu crepine, obiect al unei invenţii româneşti.

Noul sistem (fig. 3.12) constă dintr-o reţea de tuburi din PVC tip M 150/7,5 m amplasate pe radierul cuvei filtrului la distanţe variabile cuprinse între 200 şi 300 mm, pe care sînt montate pe două rînduri crepinele, cu o înclinare faţă de axul vertical la unghi de 29—47°.

Tuburile cu crepine pot fi alimentate dintr-o galerie centrală în care se introduc aerul şi apa de spălare. În această galerie planul de demarcaţie între apă şi aer trebuie să coincidă cu planul de demarcaţie dintre cele două fluide în tuburile de drenaj.

**Aplicarea acestui dispozitiv conduce la:** ● *uniformitate ridicată*; ● *reducerea înălţimilor de construcţie a peretelui cuvei*; ● *reduceri ale costului de investiţie.*

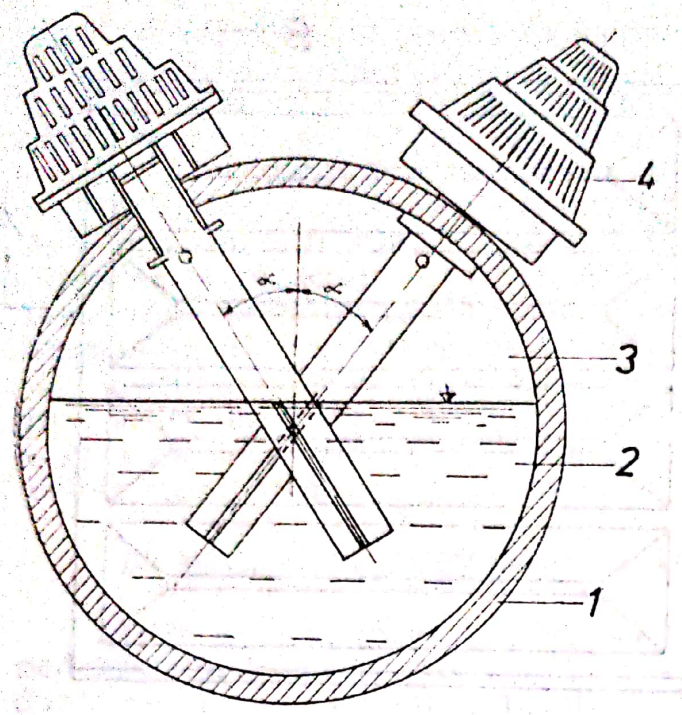



Fig. 3.12. **Tuburi cu crepine**:
*1* — tub PVC; *2* — apă; *3* — aer; *4* — crepine $CP_3$.

Inițial, elaborat pentru filtrele cu dublu curent, sistemul este utilizat în prezent și la filtrele gravitaționale obișnuite.

**În exploatare s-au semnalat însă și unele deficiențe:** ● *oscilații în galeria de alimentare, conducînd la încărcarea neuniformă a tuburilor*; ● *instabilitatea nivelului de separație apă-aer*; ● *pătrunderea nisipului în tuburi.*

S-au produs și remedieri, constînd din prevederea unor capace și pereți speciali, care să ducă la separarea celor două fluxuri, apă-aer, și la stabilitatea nivelului de separație.

Utilizarea mai largă a acestui sistem impune urmărirea atentă a funcționării filtrelor prevăzute cu acest tip de drenaj și cercetări de laborator care să conducă la găsirea și remedierea deficiențelor semnalate.

În figura 3.13 este prezentat drenajul de tip tuburi cu crepine utilizat la Sibiu, iar în figura 3.14 drenajul filtrelor de la stația Roșu-București, realizat după un patent german cu blocuri speciale, care asigură o bună uniformitate a amestecului apă-aer. Datele de exploatare de pînă acum dovedesc o bună funcționare a drenajului respectiv, care se datorește și stratului de pietriș de 40 cm, care asigură uniformitatea la intrarea în stratul de nisp propriu-zis.

În figura 3.15 este prezentat drenajul filtrelor de la stația Combinatului de aluminiu — Slatina. Se remarcă adaptarea la drenajul de placă cu crepine și a unei rețele de distribuție a apei și aerului sub placa cu crepine; este asigurată astfel o mai bună uniformitate a distribuției prin prevederea unei compensări orizontale la un drenaj de mare rezistență.

### 3.2.4. PROPUNERI PRIVIND ÎMBUNĂTĂȚIREA DRENAJELOR FILTRELOR

Aceste propuneri au rezultat din cercetări originale bazate pe experimentări care au urmărit punerea în evidență a spectrului de distribuție, cît și eficiența tehnologică a distribuției apei de spălare sau colectarea apei filtrate în diferite condiții de amenajare a drenajului și se referă la forma îmbunătățită a crepinei și înălțimea stratului de pietriș.

3.2.4.1. **Forma îmbunătățită a crepinei** (fig. 3.16). Actualele crepine $CP_3$, în întregime din material plastic, prezintă unele **deficiențe de realizare**, cele mai importante fiind: ● *lungimea cozilor este inegală*; ● *fantele de pe tije nu sînt egale nici ca lungime nici ca lățime*; ● *piulița hexagonală este de multe ori crăpată pe direcție radială, nepermițînd înfiletarea corectă a coșului crepinei.*

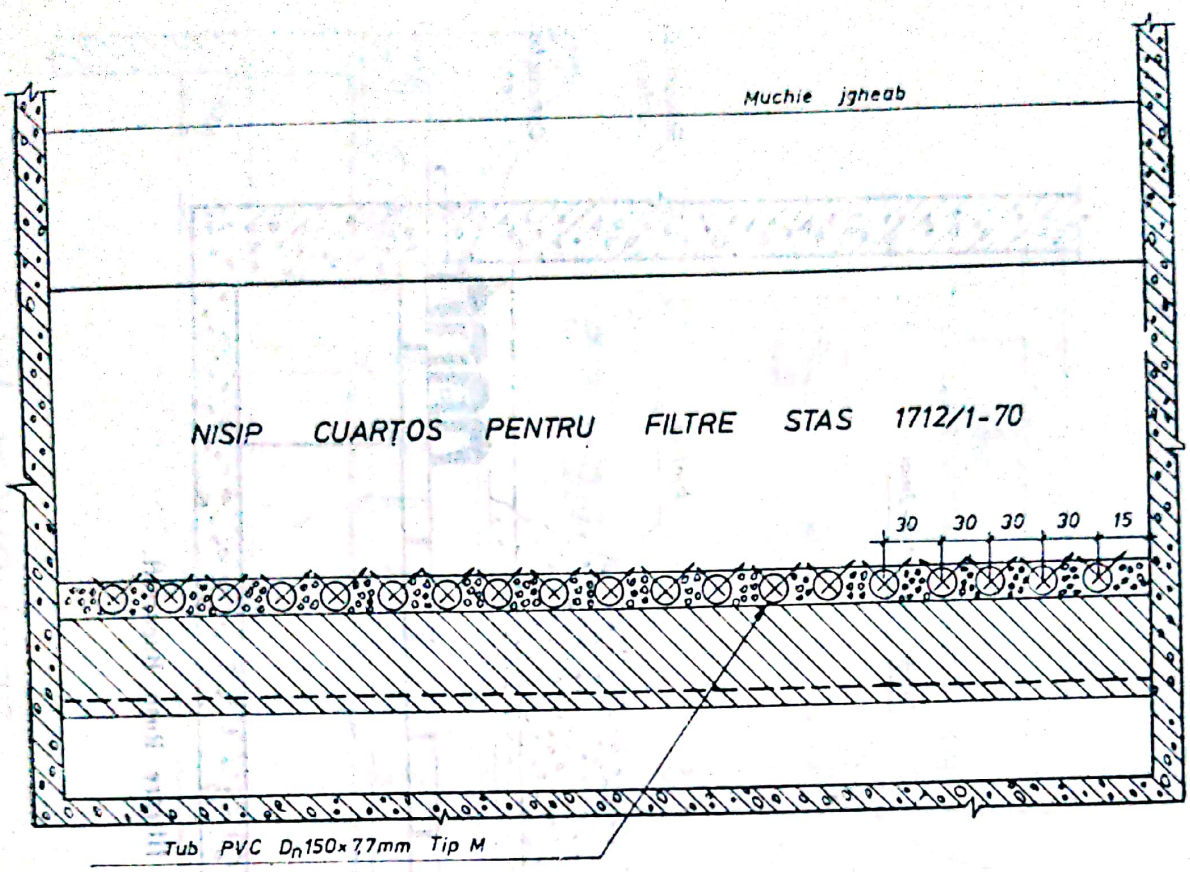



Fig. 3.13. **Cuvă filtru — Stația de filtrare Sibiu.**

Aceste deficiențe de realizare a crepinei duc la mărirea neuniformităților de distribuție a debitelor de apă, la smulgerea coșului de pe poziție. Într-o primă etapă este necesară îndreptarea eforturilor pentru eliminarea acestor neajunsuri de ordin constructiv.

În ceea ce privește compararea modului de funcționare a actualei forme a coșului crepinei în diverse situații de lucru, se observă că dispunerea fantelor pe mai multe planuri corespunde din punctul de vedere al modului de distribuție numai în cazul spălării cu apă (fig. 3.17).

Dacă, în cazul spălării cu apă, zona de influență a unei crepine este destul de mare, în cazul spălării cu apă și aer zona se micșorează foarte mult, cu efecte negative asupra uniformității distribuției.

S-a încercat remedierea acestor deficiențe prin umplerea celor două tronsoane superioare ale crepinei $CP_3$. Această modificare a influenței modului de lucru al crepinei a condus la **îmbunătățiri** care s-au manifestat prin: ● *mărirea zonei de influență a crepinei*; ● *mărirea gradului de uniformitate a debitelor trecute prin crepinele extreme.*

Pe baza acestor rezultate se propune a se avea în vedere producerea unei noi crepine, sau mai bine zis a unui coș de crepină nou, care în principiu poate avea forma din figura 3.16, păstrînd aceeași suprafață liberă exterioară.

Scanned with OKEN Scanner

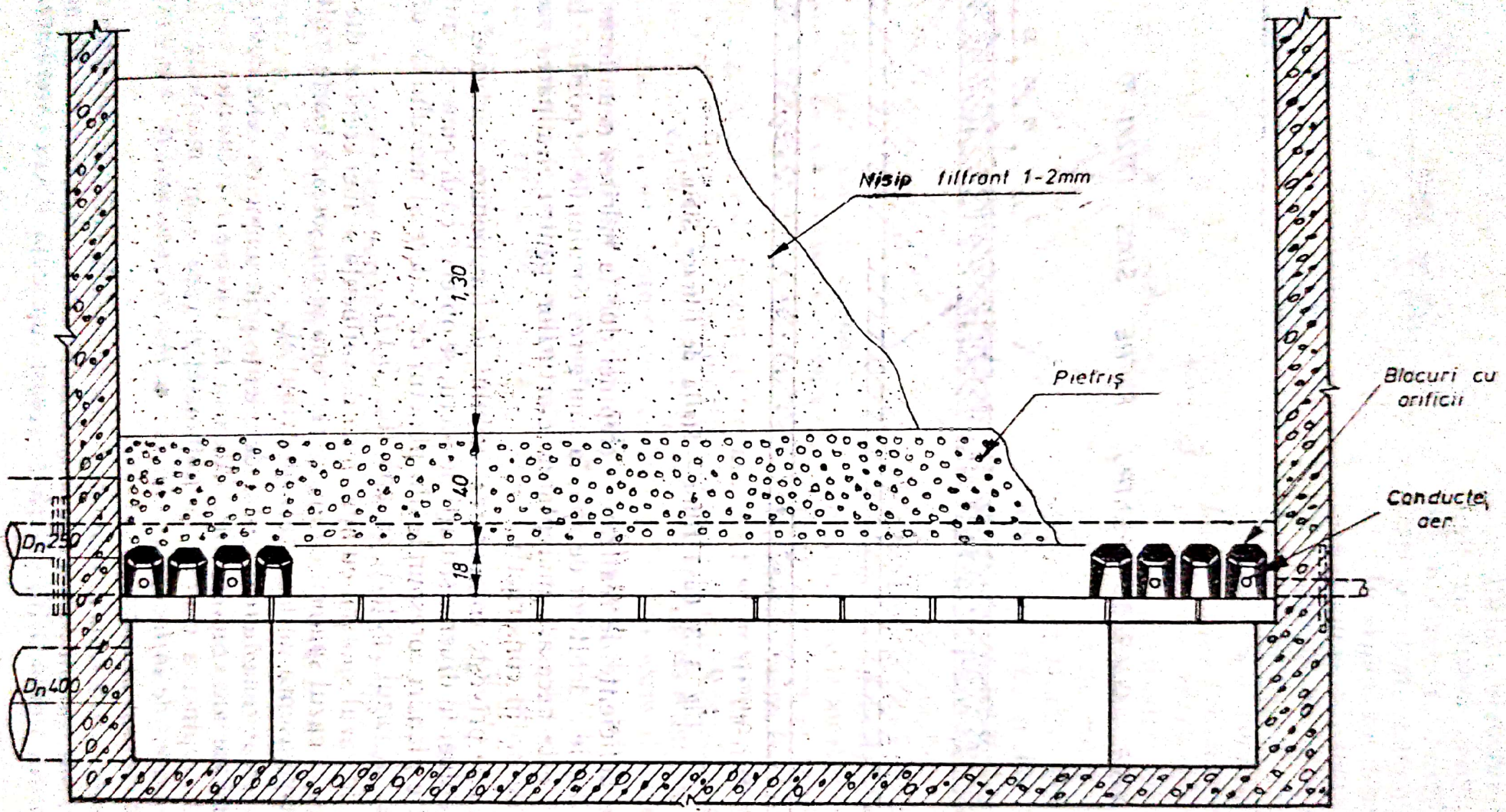



Fig. 3.14. Stația de filtrare Roșu București.

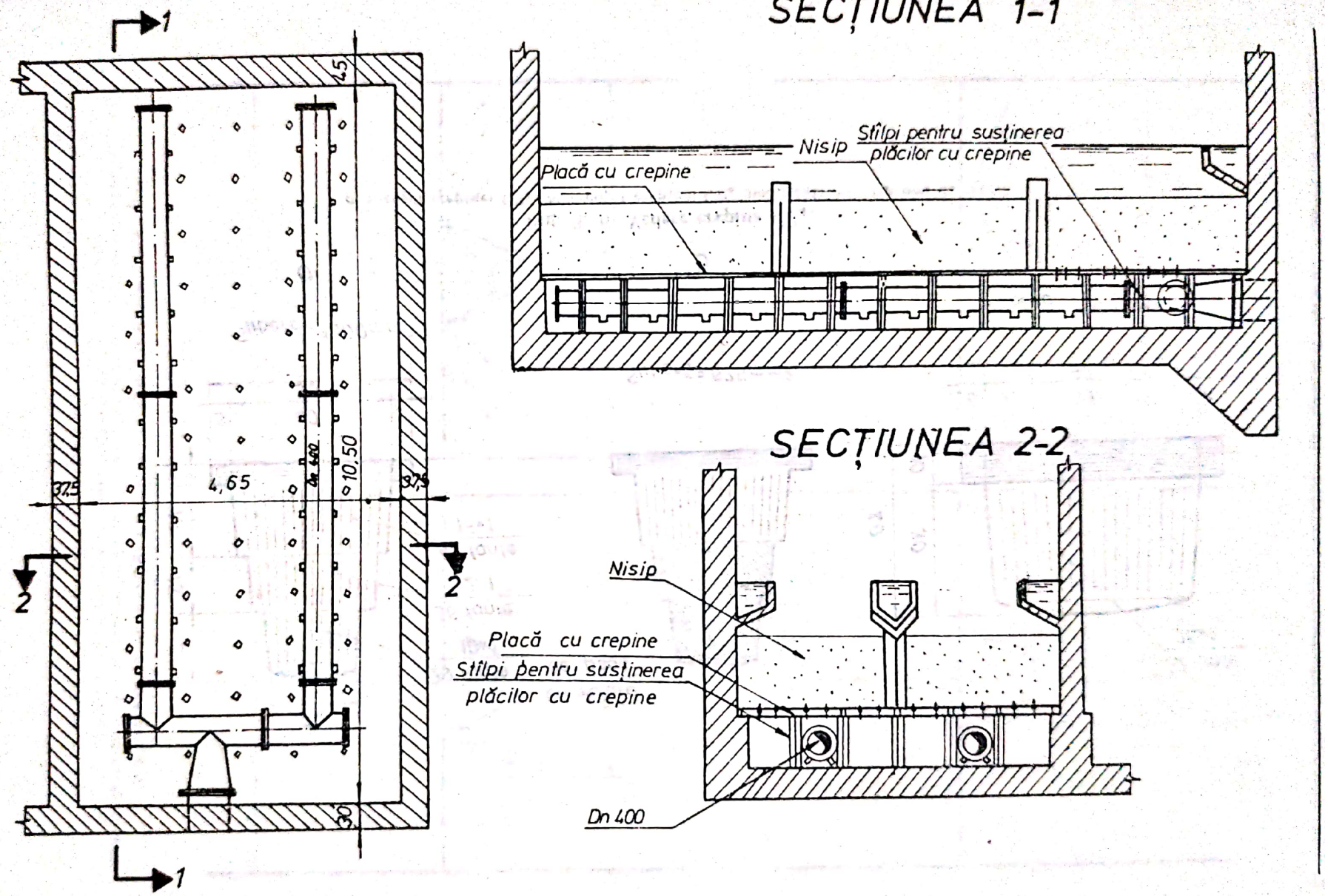



Fig. 3.15. Stația de filtrare Slatina.

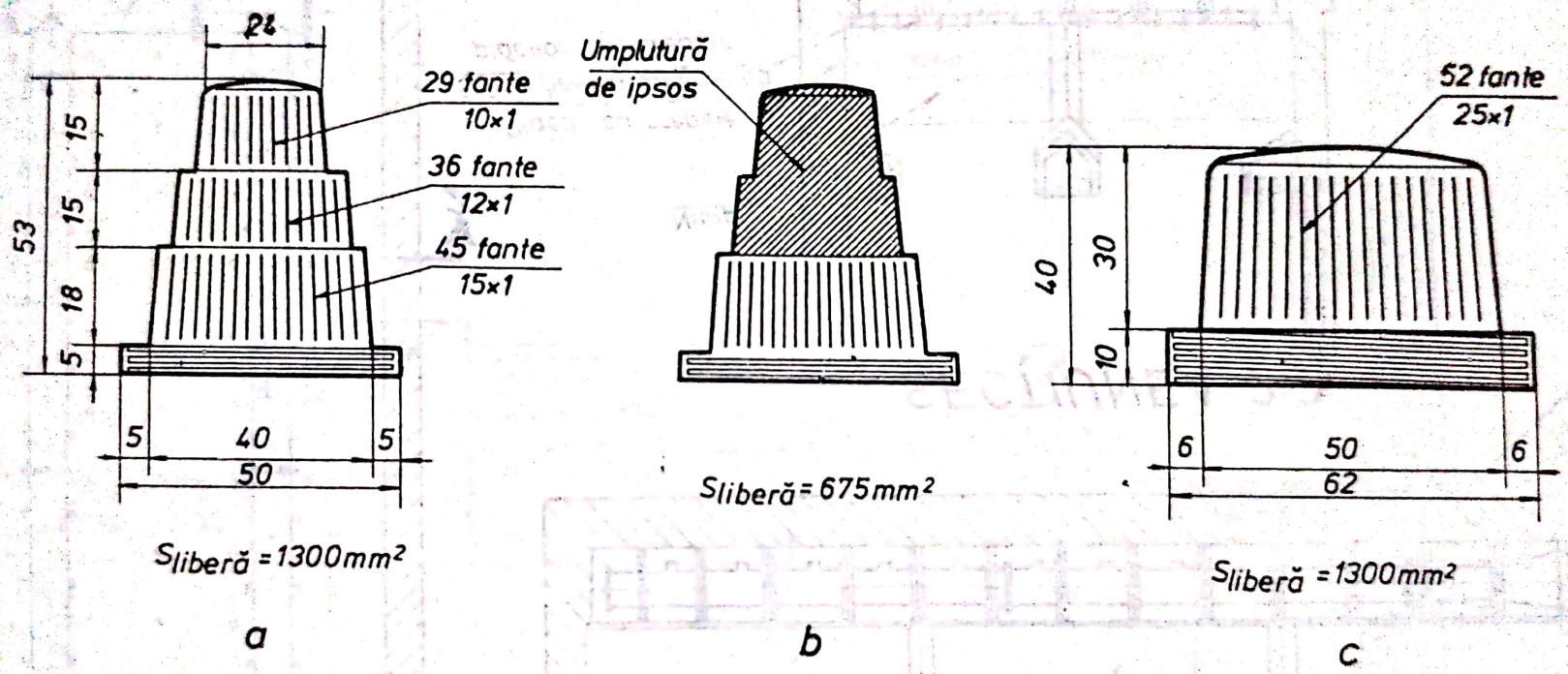



Fig. 3.16. **Vedere crepină $CP_3$:**
*a* — coşul crepinei $CP_3$; *b* — coşul crepinei $CP_3$ modificat; *c* — tip nou de crepină.

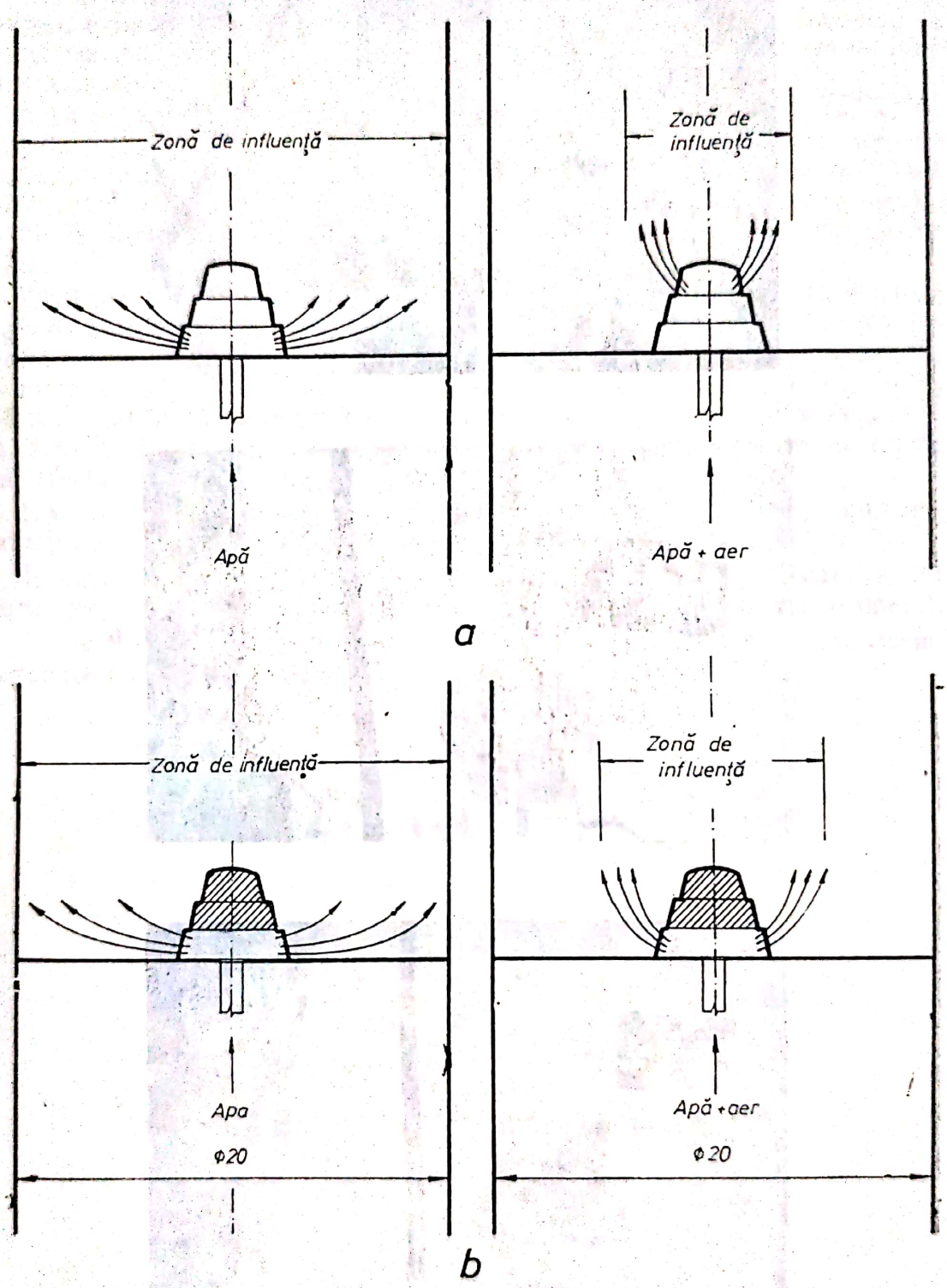
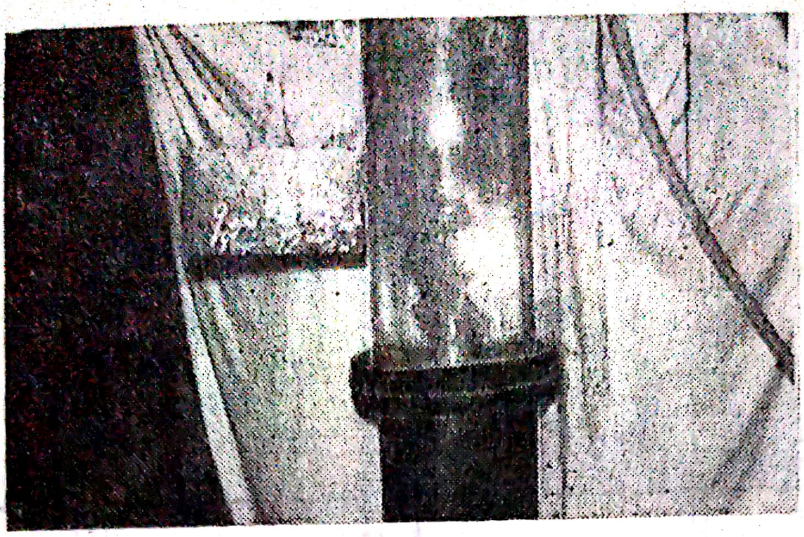
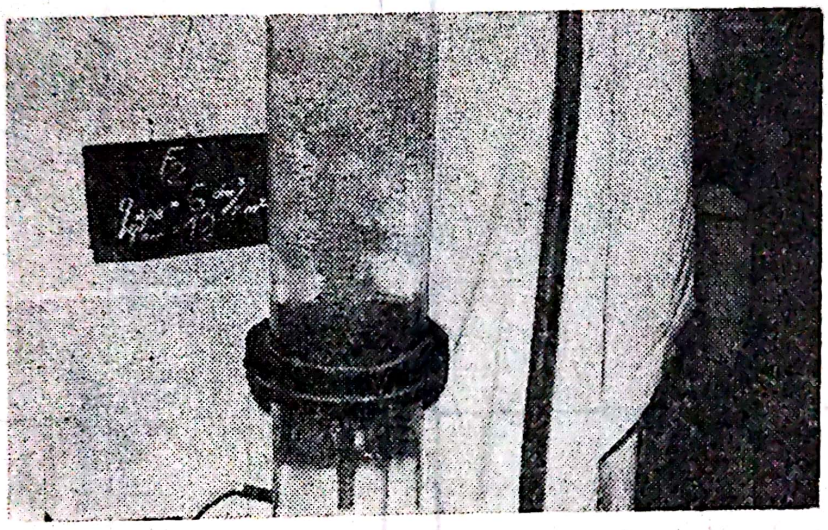



**Fig. 3.17. Spectrul curgerii în diferite condiții de experimentare:**
*a* — spectrul curgerii în diferite condiții de experimentare cu crepine $CP_3$; *b* — spectrul curgerii în diferite condiții de experimentare cu crepina $CP_3$ modificată.

Scanned with OKEN Scanner



a



b

c

Fig. 3.18. **Experimentarea filtrelor cu strat de pietriș:**
*a* — fără strat de pietriș; *b* — cu strat de 5 cm pietriș;
*c* — cu strat de 15 cm pietriș.

Scanned with OKEN Scanner

De asemenea, se propune dispunerea tuturor fantelor pe un singur plan orizontal, evident cu un număr mai mare de fante, și deci și un diametru al crepinei mai mare. Se poate observa și propunerea unei zone de 1 cm de filet pentru a se asigura o mai bună prindere a coșului de piuliță.

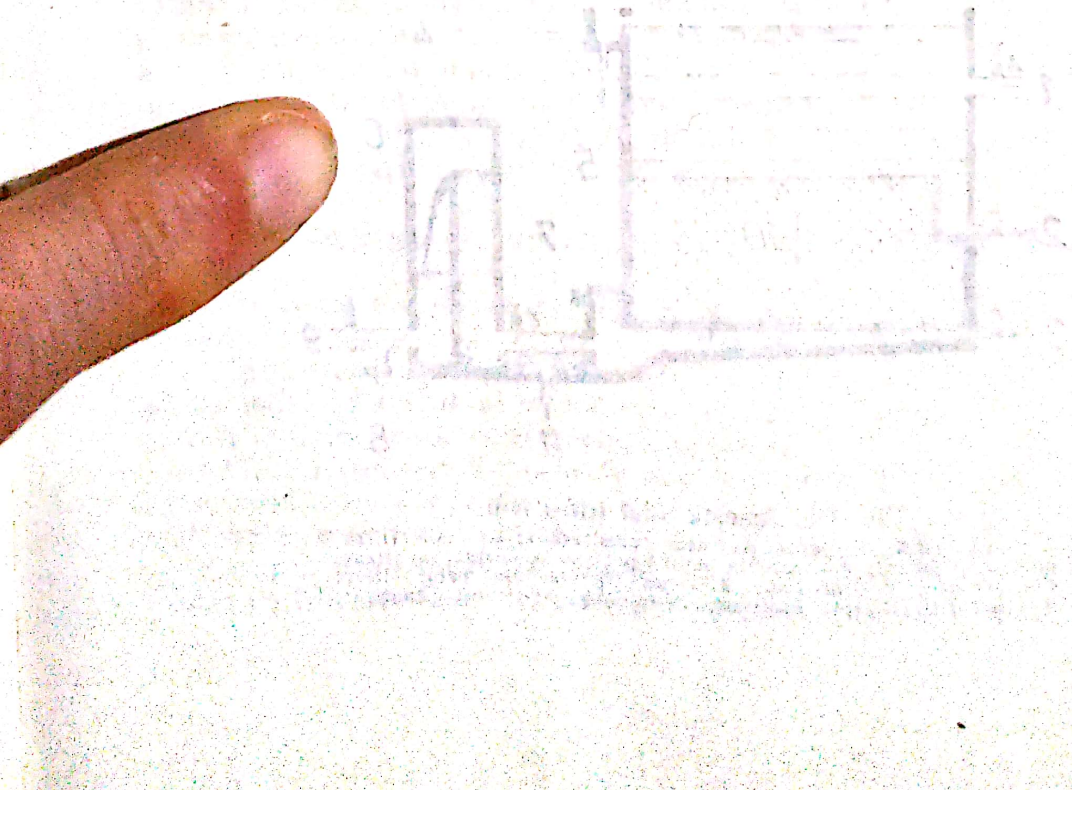
3.2.4.2. **Necesitatea stratului de pietriș.** Trebuie menționat că, și în condițiile utilizării crepinei $CP_3$ modificate, ieșirea amestecului apă-aer sau a fiecăruia din fluide în parte se face tot prin elemente separate, astfel că, fără un strat intermediar, intrarea în stratul filtrant s-ar face tot prin zone locale, care duc la diferențe în spălarea zonelor din dreptul crepinei și a celor dintre crepine.

Utilitatea unui strat intermediar de pietriș (4—15 mm), care să disipeze energia curentului de apă și să micșoreze mărimea bulelor de aer se observă din evoluția fenomenului de la existența unei simple zone centrale puternic aerată, care apare în cazul lipsei unui strat de pietriș, la cazul unui strat de pietriș de 15 cm, cînd întreaga secțiune este agitată și aerată cu bule uniforme și mai mici. Situații intermediare se observă la utilizarea unor strate de pietriș de 5 sau 10 cm (fig. 3:18).

S-au verificat aceste observații și pe un model de filtru mare; s-au comparat situațiile pe filtrul fără strat de pietriș și pe filtrul cu strat de pietriș.

În cazul lipsei stratului de pietriș, influența crepinei este locală, strict în jurul crepinei (la suprafața apei apar zone de barbotare care nu se unesc).

În cazul unui strat de pietriș de 15 cm, masa de apă este agitată uniform, cu apariția pe toată suprafața a unor bule mici uniforme.



# 4. FILTRAREA LENTĂ

## 4.1. CONSIDERAȚII GENERALE

Procedeul de filtrare lentă prin nisip a fost aplicat în mod constant, înainte de începutul secolului al IX-lea și s-a dovedit eficace în cele mai diferite situații. Simplu, puțin costisitor, sigur, acest procedeu rămîne și în prezent unul din metodele de tratare folosită preferențial în unele din marile orașe ale lumii.

De mai mult timp, specialiștii consideră procedeul perimat și în consecință ineficace, comparativ cu noile tehnici mai complicate. Această concepție se datorește faptului că deși procedeul de filtrare lentă a apei este cel mai vechi, este în același timp cel mai puțin cunoscut.

### 4.1.1. ALCĂTUIREA UNUI FILTRU LENT DE NISIP

**Elementele componente ale unui filtru lent** (fig. 4.1):

1) *Un rezervor de apă* a cărui principală funcție este de a menține o sarcină constantă de apă deasupra materialului filtrant, asigurînd astfel presiunea necesară pătrunderii apei în filtru.

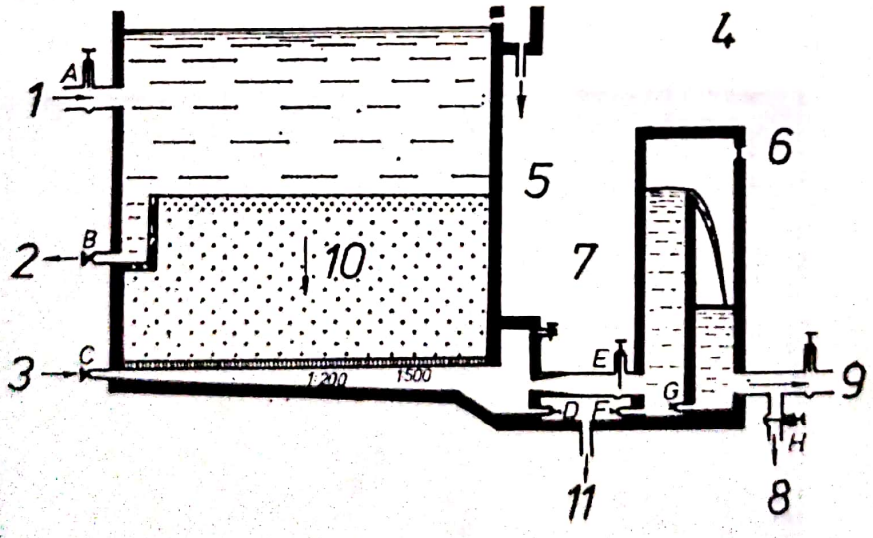



Fig. 4.1. Schema unui filtru lent:
*1* — apă brută; *2* — evacuare apă supernatant; *3* — apă filtrată pentru încărcare; *4* — orificiu pentru poziție; *5* — spre canalizare; *6* — aerisire; *7* — orificiu; *8* — apă filtrată din prim filtrat; *9* — apă filtrată spre rezervor; *10* — nisip; *11* — spre canalizare.

Scanned with OKEN Scanner

2) *Un strat filtrant* (aproape întotdeauna din nisip), în și pe care sînt reținute impuritățile din apă.

3) *Un sistem de drenaj* situat la bază, care are dublul rol de a susține mediul filtrant și de a permite trecerea apei (drenarea) la ieșirea apei tratate prin partea de jos a stratului filtrant, cu pierderi de sarcină minime.

4) *Un sistem de vane de comandă* pentru reglarea vitezei de curgere a apei, astfel încît nivelul în cuva filtrelor să nu scadă, în timpul funcționării, mai jos de un nivel minim stabilit și pentru a permite reglarea nivelului apei și a încărcării cu nisip a filtrului, la repunerea în funcțiune după curățire.

Primele trei din aceste elemente sînt reunite în același bazin filtrant, de multe ori fără acoperiș, iar vanele de comandă sînt în general dispuse în structurile adiacente. Bazinul este în mod obișnuit de secțiune rectangulară și adînc de 2,50 — 4,00 m, fiind îngropat parțial sau total. Pentru economie de spațiu (în particular, în instalațiile mari), pereții sînt verticali sau aproape verticali, putînd fi executați din piatră, cărămidă sau beton — funcție de materialul avut la dispoziție. În cazuri izolate, unde spațiul nu este restrîns și unde este esențial a se realiza economii la construcție, pereții pot fi executați în pantă, cu acoperire din diferite materiale.

La fundul bazinului se găsește sistemul de drenaj care poate fi executat dintr-un planșeu fals din beton poros sau din drenuri poroase, acoperite de un strat-suport de pietriș care împiedică antrenarea în dren a particulelor fine din stratul de nisip.

Deasupra sistemului de drenaj se găsește un strat de nisip, pe o înălțime de 0,60 — 1,20 m și un strat de apă brută de 1,00 — 1,50 m înălțime.

Ca elemente speciale care trebuie menționate sînt deversorul de ieșire și vana destinată reglării vitezei de curgere.

Pentru considerente care vor fi expuse în detaliu, este cu totul neindicat ca în timpul funcționării filtrului, nivelul apei în bazinul de filtrare să scadă sub suprafața materialului filtrant. Pentru a evita orice risc în această privință, se prevede un deversor în sistemul de conducte de ieșire. Acesta asigură pe de o parte înălțimea minimă de apă în bazin și aerează într-o oarecare măsură apa din efluent, astfel ca să absoarbă oxigen, iar pe de altă parte poate elibera din apa tratată celelalte gaze dizolvate conținute în apă, care ar putea imprima gust și miros neplăcut. Mai mult, funcționarea filtrului poate să fie independentă de fluctuațiile nivelului din rezervorul de apă limpezită.

### 4.1.2. DESCRIEREA PROCESELOR CARE AU LOC ÎNTR-UN FILTRU LENT

Diversele procese care au loc în filtrul lent cu nisip se vor descrie într-un capitol următor.

În prezentul paragraf se va arăta cum se completează procesele unul pe altul, astfel încît, filtrul lent devine un ansamblu care ameliorează simultan calitățile fizice, chimice și bacteriologice ale apei livrate consumatorilor.

Considerînd un eșantion de apă brută care traversează un filtru lent și examinînd diversele procese la care este supus în mod succesiv, se observă următoarele: eșantionul pătrunde în stratul de apă de 1,00 — 1,50 m înălțime, de deasupra stratului filtrant, unde poate rămîne între 3 și 12 h, în funcție de viteza de filtrare. Cele mai grele particule de materii în suspensie încep să se-

Scanned with OKEN Scanner

dimenteze şi unele din particulele mai uşoare să aglomereze. Ziua, sub influenţa luminii solare se dezvoltă alge care cresc şi absorb bioxidul de carbon, nitraţii, fosfaţii, ca şi pe ceilalţi nutrienţi pe care îi conţine apa, transformîndu-i în pereţi celulari şi în oxigen. Pe măsură ce se formează, oxigenul se dizolvă în apă şi reacţionează chimic cu impurităţile organice, facilitînd astfel asimilarea impurităţilor organice de către alge.

La suprafaţa nisipului se formează cu timpul un film subţire din material vîscos, în mare parte de origine organică, cunoscut sub numele de *membrană biologică* ori *„schmutzdecke"*, sau *membrană filtrantă*, pe care apa trebuie să o traverseze pentru a ajunge la mediul filtrant propriu-zis. Acest film este compus din alge filamentoase şi numeroase alte forme de organisme vii: plancton, diatomee, protozoare, rotiferi şi bacterii. El este extrem de activ, diversele organisme care îl compun digerînd şi dezagregînd materiile organice conţinute în apa supusă filtrării. Algele moarte din apa de deasupra stratului filtrant şi bacteriile vii din apa brută sînt, şi unele şi altele, consumate în interiorul acestei pelicule, procesul conducînd la formarea sărurilor minerale simple. Culoarea este parţial eliminată şi o proporţie considerabilă din particulele inerte în suspensie sînt cernute mecanic.

După ce a străbătut această membrană filtrantă, apa pătrunde în stratul filtrant şi trece prin interstiţiile granulelor de nisip, proces care în mod normal, durează cîteva ore.

Stratul de nisip posedă o proprietate încă şi mai importantă, aceea de a fi adsorbant. Fenomenul de adsorbţie se datoreşte forţelor electrice, de legătură chimică şi de atracţie în masă interacţionînd de o manieră care nu este încă total elucidată şi care a fost prezentată anterior. Acest fenomen se produce pe toată suprafaţa unde apa intră în contact cu granula de nisip.

Pentru a aprecia amploarea acestei acţiuni, trebuie să se reprezinte interiorul stratului de nisip, ca o serie de suprafeţe granuloase — prin care apa trebuie să treacă. Suprafaţa totală pe care o reprezintă este extrem de ridicată: la 1 $m^3$ nisip pentru filtrare se ajunge la o suprafaţă în jur de 15 000 $m^2$ (1,50 ha).

Între granule se găsesc pori sau spaţii deschise în proporţie de aproximativ 40% din volumul total al patului. Apa care trece pe suprafaţa fiecărei granule îşi micşorează viteza de fiecare dată cînd pătrunde într-unul din aceşti pori, se formează deci milioane de bazine minuscule de sedimentare în care particulele cele mai mici se depun pe granula de nisip cea mai apropiată înainte ca apa să-şi continue înaintarea spre fundul patului filtrant.

Astfel, în timpul trecerii apei de-a lungul patului, fiecare particulă inertă, bacteriană sau virală este pusă în contact cu suprafaţele granulelor de nisip pe care se fixează sub influenţa forţelor de atracţie de masă sau a forţelor de atracţie electrică.

Suprafeţele se acoperă cu un strat vîscos de compoziţie analoagă membranei filtrante, dar fără particulele cele mai mari şi fără alge, care nu au putut pătrunde în masa filtrantă. Acest strat întreţine o masă în care mişună microorganisme, bacterii, bacteriofagi, rotiferi şi protozoare, care se hrănesc din impurităţile adsorbite. El se formează pe granule pătrunzînd în masa filtrantă pînă la aproximativ 40 cm în profunzime, forme de viaţă variate predominînd la diferite adîncimi, cu o activitate maximă în apropierea suprafeţei patului filtrant, unde hrana lor este abundentă.

Scanned with OKEN Scanner

Această hrană este constituită în principal din particule de origine organică transportate de către apă. Stratul vîscos le reţine pînă ce ele sînt descompuse, consumate şi transformate în material celular, care la rîndul său, este asimilat de către alte organisme şi transformat în materii anorganice: apă, $CO_2$, nitraţi, fosfaţi şi alte săruri, care sînt antrenate spre fund de către apă. Pe măsură ce adîncimea creşte, cantitatea de nutrient organic se micşorează şi rivalitatea între diverse organisme se intensifică. Alte bacterii predomină, cele care utilizează oxigenul conţinut în apă şi extrag nutrienţii care altfel ar traversa filtrul fără a fi alterate fiind în stare dizolvată. Rezultă că apa care pătrunsese în stratul filtrant cu o întreagă varietate de solide, coloizi şi microorganisme în suspensie şi săruri complexe în soluţii, se găseşte, în cursul trecerii sale de-a lungul a 40—60 cm de mediu filtrant, debarasată de aproape toate aceste materii şi nu conţine, la ieşire, decît cîteva săruri anorganice simple (şi relativ inofensive) în soluţie. Astfel, au fost eliminate practic nu numai toate organismele vătămătoare, dar şi nutrienţii dizolvaţi care ar fi putut favoriza creşterea ulterioară a bacteriilor. Apa astfel tratată poate fi săracă în $O_2$ dizolvat şi cu o cantitate mică de $CO_2$, iar aerarea sa ulterioară prin trecerea peste deversor remediază considerabil acest defect.

În analizele efectuate pentru a studia filtrele în funcţiune nu rareori s-a constatat că ele reduc numărul total de bacterii de $10^3$ pînă la $10^4$ ori, iar *Escherichia coli* de la $10^2$ pînă la $10^3$ ori. Cînd se alimentează un filtru cu o apă brută de cantitate medie, se observă în mod curent absenţa totală de *Escherichia coli* într-un eşantion de 100 ml apă livrată consumatorilor, fapt ce corespunde deci normelor de calitate în vigoare pentru apa de băut.

### 4.1.3. APLICABILITATEA FILTRĂRII LENTE PRIN NISIP

Filtrarea lentă prin nisip este o metodă eficace de eliminare a particulelor în suspensie, fiind deci aplicabilă tratării apei care conţine solide în suspensii.

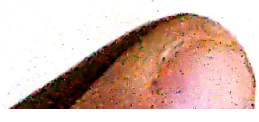
În unele locuri s-a folosit pentru a elimina compuşii ferici şi magnetici care rezultă în urma transformării prin aerare a sărurilor feroase şi manganoase, săruri pe care le conţine apa subterană.

Filtrarea lentă este, cîteodată, totuşi utilizată pentru eliminarea materiilor organice şi a organismelor patogene care nu se găsesc în mod normal în apa subterană şi, în principal acest procedeu este indicat la tratarea apelor de suprafaţă a căror turbiditate nu este excesivă. Deşi filtrele lente pot să facă faţă unei turbidităţi de 100—200 gr $SiO_2$ timp de cîteva zile, nu trebuie să li se impună mai mult de 50 gr $SiO_2$ pentru perioade mai lungi şi funcţionarea lor este optimă cînd turbiditatea medie (exprimată în $SiO_2$) nu depăşeşte 10 grade.

**Cînd se prevede o turbiditate superioară trebuie să se preceadă filtrarea lentă cu alte forme de tratare, de exemplu (în ordinea crescătoare a eficacităţii):**

1) *Sedimentarea simplă (pentru o turbiditate de 10—100 gr $SiO_2$).*

2) *Filtrare prin microfiltre pentru eliminarea algelor, în cazul unor acumulări în care perioadele de retenţie variază de la cîteva săptămîni la cîteva luni (pentru o turbiditate care poate să meargă pînă la mai multe grame pe litru).*



3) *Filtrare care să înlăture substanțele grosiere, pentru o turbiditate de 20—50 gr $SiO_2$.*

4) *Sedimentarea precedată de o coagulare chimică (dacă este cazul) și urmată de o filtrare rapidă (pentru majoritatea regimului de turbiditate a apelor curgătoare).*

Intervalele de turbiditate citate nu dau decît o indicație generală a limitelor fiecărui proces; nu trebuie să se uite și că gradul și tipul pretratării pot să depindă atît de distribuția dimensiunii particulelor în suspensie în apa brută, cît și de cantitatea totală de solide prezente.

În fiecare caz, filtrarea lentă va fi ultimul stadiu al tratării, cu excepția cazului cînd se adoptă ca măsură de precauție clorinarea. Filtrarea lentă aduce apa la condiția optimă pentru o clorinare, de unde o economie considerabilă a cantității de produși chimici necesari pentru obținerea unui grad determinant de dezinfecție.

### 4.1.4. LIMITĂRI ÎN UTILIZAREA FILTRELOR LENTE CU NISIP

În anumite condiții, avantajele filtrării lente prin nisip sînt reduse, ceea ce conduce la alegerea filtrelor rapide.

**Aceste condiții sînt descrise pe scurt astfel:**

1) *Cînd suprafața disponibilă este restrînsă și terenul are alte utilizări, întinderea mare necesară amplasării filtrelor lente poate antrena imobilizări mari de teren și practic această formă de tratare se exclude.*

*Suprafața impusă pentru instalarea unei stații de tratare este extrem de variabilă, depinzînd de multiple considerații locale; datele următoare, rezultate de la unele instalații în funcțiune pentru tratarea apelor unor cursuri de apă încărcate în suspensii, cu o capacitate de tratare de* $\approx 50 \cdot 10^6$ *m³/an, pot fi utilizate pentru comparație:*

a) *Stație de filtrare rapidă, precedată de o sedimentare și o instalație de tratare chimică etc. — 3 000 m².*

b) *Stație de filtrare lentă prin nisip — 20 000 m² la care trebuie să se adauge, pentru fazele pretratării, suprafețele următoare:* ● sedimentare simplă = $= 10^4$ m²; ● prefiltru rapid = $10^3$ m²; ● coagulare și sedimentare — 3 000 m².

2) *În țările în care metodele de construcție sînt în mare parte mecanizate și unde materialele, precum și tuburile de oțel și de fontă sînt disponibile, construcția din beton armat și anexele metalice ale filtrelor rapide pot să rezulte cu un cost mai redus decît construcția mai amplă, deși mai simplă, a filtrelor lente din beton nearmat.*

3) *Cînd forța de muncă necalificată pentru a asigura curățirea nu este disponibilă, poate fi mai ușor și mai convenabil de a se recruta specialiști necesari exploatării și întreținerii filtrelor rapide (cînd sînt echipate cu aparate automate de comandă), decît de a angaja cadrele necalificate necesare. Totuși, datorită recentelor perfecționări aduse curățirii mecanice a filtrelor lente cu nisip, perfecționări care vor fi descrise în continuare, această condiție este mai puțin hotărîtoare, decît în trecut.*

4) *În țările și zonele unde iernile sînt foarte friguroase, poate fi necesar să se prevadă sisteme (în general de acoperire), costisitoare, contra înghețării apei.*

Scanned with OKEN Scanner

*Mai mult, eficiența filtrării este diminuată de temperaturile scăzute. Funcționarea filtrelor rapide este de asemenea afectată, dar, grație suprafeței lor mai mici, acoperirea costă mai ieftin.*

5) *Cînd apa de tratat poate prezenta variații mari și bruște de calitate și cînd conține anumite tipuri de reziduuri industriale sau poate fi puternic încărcată cu coloizi, funcționarea filtrelor biologice poate fi compromisă.*

6) *Anumite tipuri de alge pot împiedica funcționarea filtrelor lente, rezultatul obișnuit fiind colmatarea prematură care impune o frecventă curățire. Atunci cînd este indispensabilă acoperirea straturilor filtrante pentru a le proteja de lumină, rezultă un cost suplimentar. Aceste inconveniente nu apar decît la anumite tipuri de alge, altele pot îmbunătăți calitatea apei tratate și eficiența filtrelor, oxigenînd supernatantul în timpul zilei.*

*Este semnificativ că, dintre cele șase cazuri în care utilizarea filtrelor este neindicată, enumerate mai înainte, primele cinci sînt aplicabile țărilor industrializate, de latitudine nordică. Totuși, datorită faptului că avantajele filtrării lente (biologice) sînt considerabile, acestea sînt și țările unde se pot vedea cele mai mari instalații de filtrare lente cu nisip din lume.*

*În țările în care aceste limitări nu sînt la fel de riguroase, îndeosebi pentru instalațiile mici, filtrarea lentă prin nisip este fără îndoială cea mai simplă și cea mai eficace dintre metodele de tratare pentru numeroase categorii de ape de suprafață.*

### 4.1.5. AVANTAJELE FILTRELOR LENTE CU NISIP

1) *Calitatea apei tratate.* Nici un alt proces, în afară de filtrarea lentă, nu poate conduce singur la o asemenea ameliorare a calității fizice, chimice și bacteriologice a apelor normale de suprafață. Apa livrată nu întreține creșterea organismelor care subzistă în rețeaua de distribuție și nu necesită aditivi chimici, evitînd astfel cauza apariției de gust și miros.

2) *Costul și ușurința realizării construcției.* Datorită simplității lor de concepție, filtrele lente cu nisip sînt ușor de realizat cu materiale de construcție locale. Costul materialelor și al echipamentului poate fi menținut la nivele scăzute și se poate reduce la minimum utilizarea instalațiilor mecanizate. Concepția este foarte ușoară, nu trebuie prevăzute decît puține instalații, aparatura poate fi aproape total suprimată și se poate admite o mare varietate de gabarit, precum și în alegerea materialelor filtrante. Trebuie însă avută în vedere necesitatea de a ocupa suprafețe mari de teren, iar dacă protecția contra temperaturilor scăzute cere suprastructuri costisitoare, costul filtrelor lente cu nisip riscă să egaleze, dacă nu chiar să le depășească pe cele rapide cu capacitate comparabilă.

3) *Costul și exploatarea ușoară.* Costul exploatării reprezintă aproape în totalitate costul de curățire al straturilor filtrante, care poate fi efectuată mecanic sau manual. Unde forța de muncă este disponibilă, se recurge la curățirea manuală, în care caz, totalitatea cheltuielilor de exploatare se rezumă în principal la retribuția personalului.

Procesul nu necesită produși chimici sau alte materiale; adesea se aplică clorinarea ca măsură de precauție suplimentară. Această clorinare se aplică de altfel la oricare altă formă de tratare, însă în general, dozele cerute pentru

Scanned with OKEN Scanner

dezinfecție în acest caz sînt mai mici decît cele impuse pentru o apă tratată prin alte metode.

În exploatare nu este nevoie de aer comprimat, de agitare mecanică sau de apă sub presiune mare pentru spălare în contracurent, astfel că se realizează economii nu numai la construcția stației, ci în special la cheltuielile legate de consumul de energie electrică și de carburanți.

Exploatarea unui filtru lent necesită o formație cu o calificare mai puțin pretențioasă decît echipele care asigură funcționarea unui filtru rapid; de asemenea, necesită mai puțină supraveghere și control de laborator al caracteristicilor fizico-chimice. Filtrele lente cu nisip se adaptează automat micilor fluctuații ale calității apei brute, a temperaturii și ale condițiilor climatice; ele pot suporta fără probleme, perioade scurte cu turbiditate sau debite mari.

4) *Economia de apă de spălare.* În zonele sărace în apă, filtrele lente prezintă un avantaj suplimentar, deoarece nu necesită spălări regulate și nici evacuarea apei folosită pentru spălare.

În cazul filtrelor rapide cu nivel liber, care trebuie spălate la 1—2 zile, această apă pierdută reprezintă 2—3% din cantitatea totală tratată. Recuperarea acestei ape de spălare și refolosirea ei este eventual practicabilă, dar ea antrenează o cheltuială suplimentară.

Apa care a traversat un filtru lent cu nisip — imediat după o curățire și înainte ca funcționarea biologică să fi fost restabilită (proces numit de „*maturație*"), poate fi deversată în sursă sau dirijată către un filtru, întrucît nu conține mai multe impurități decît apa brută.

5) *Înlăturarea nămolului sau golirea.* Stocarea, uscarea și înlăturarea nămolului sînt mai puțin dificile la filtrele lente decît la filtrele mecanice, mai cu seamă cînd acestea conțin coagulanți chimici. Dat fiind că nămolul filtrelor lente cu nisip este manipulat în stare aproape uscată, nu conduce la poluarea cursurilor de apă învecinate, iar pentru agricultură sînt acceptate în general ca un produs de asolament util pentru terenuri, amestecul de nisip și de materii organice fiind indicat la tratarea solurilor argiloase grele.

## 4.2. TEORIA FILTRĂRII LENTE

### 4.2.1. MECANISMELE FILTRĂRII

Filtrarea lentă prin nisip (sau filtrarea biologică) are loc prin trecerea apei brute de-a lungul unui strat de nisip. În timpul acestei treceri, impuritățile sînt puse și menținute în contact cu suprafața granulelor de nisip. Particulele inerte sînt reținute pînă la eventuala lor eliminare în cursul procesului de curățire, pe cîtă vreme cele chimic sau biologic degradabile sînt în stare dizolvată, sau rămîn ca materii inerte, fiind eliminate ulterior.

Diverse procese complexe contribuie la fiecare din aceste faze de tratare a apei, care pot fi desemnate prin următorii termeni: mecanisme de transport, de fixare, de purificare. Este cazul să se sublinieze că deși aceste procese sînt descrise separat, în condițiile reale de funcționare ale unui filtru, între ele nu există o diviziune netă. Sînt necesare încă cercetări numeroase pentru a elucida perfect interacțiunea tuturor acestor procese.

Scanned with OKEN Scanner

Ca și în cazul filtrării rapide, **și în cazul filtrării lente principalele procese datorită cărora particulele sînt puse în contact cu granulele de nisip, sînt următoarele:** ● *cernerea*; ● *sedimentarea*; ● *acțiunea forțelor de inerție și centrifuge*; ● *difuzia*; ● *atracția de masă*; ● *atracția electrostatică și electrocinetică.*

**Principalele forțe care mențin pe loc particulele odată ce au intrat în contact cu suprafețele granulelor de nisip sînt:** ● *atracția electrostatică*; ● *forța Van der Waals*; ● *aderența.*

Combinația acestor forțe este adesea denumită prin termenul general de „*adsorbție*".

Specificul fiecăreia din forțele menționate a fost deja prezentat în cap. 2 și întrucît modul lor de aplicare în explicarea procesului filtrării lente nu diferă în mod calitativ față de filtrarea rapidă, se va examina în detaliu procesul de „*purificare*", specific filtrării lente.

**Mecanisme de purificare.** Diversele procese prin care impuritățile reținute pe, și în stratul filtrant, sînt descompuse și făcute inofensive, sînt independente, dar pot acționa simultan. Oxidarea chimică și oxidarea biologică sînt cei doi agenți principali care contribuie la efectul general, dar și celelalte procese biologice, făcînd să intervină diverse forme de viață animală, joacă un rol important.

În interiorul stratului cu impurități (schmutzdecke) și a filmului zoogleic, bacteriile provenind inițial din apa brută se înmulțesc selectiv, hrănindu-se cu materiile organice depuse. Ele oxidează o parte a nutrientului pentru a obține energia cerută de metabolism (dezasimilație) și transformă o parte din acest nutrient în material celular de care au nevoie pentru creșterea lor (asimilație). Astfel, substanțele organice moarte sînt cele care se transformă în materie vie. Produșii de dezasimilație sînt antrenați de către apă și vor servi din nou, la o adîncime mai mare, altor organisme.

Populația bacteriană este limitată de cantitatea de materii organice furnizate de apa brută care intră în filtru; creșterea (asimilația) însoțește în consecință o mortalitate bacteriană echivalentă. Acest proces la rîndul său eliberează materii organice care devin disponibile pentru bacteriile de la adîncimi mai mari. Astfel totalitatea materiilor organice degradabile prezente în apa brută este progresiv degradată și transformată în apă, $CO_2$ și săruri minerale relativ inofensive ca sulfați, nitrați și fosfați (mineralizare) care vor fi regăsite în efluentul filtrului.

Activitatea bacteriană descrisă mai înainte este puternică în partea superioară a stratului filtrant și descrește progresiv cu adîncimea, pe măsură ce nutrientul devine mai rar. Cînd se curăță un filtru desprinzînd stratul superior, se scot și bacteriile acestui strat; este deci necesară o nouă perioadă de maturație pentru a readuce populația bacteriană la densitatea dorită. La 30—40 cm adîncime (în sensul de filtrare) activitatea bacteriană este slabă, dar ea produce reacții biochimice care transformă produșii de degradare microbiologică, amino-acizii de exemplu, în amoniac, nitriți și nitrați (nitrificare).

Normal, se găsesc diferite tipuri de bacterii la diferite adîncimi sub suprafața filtrantă, bacteriile acvatice veritabile dominînd la nivelul cel mai de jos. După Schmidt, această constatare permite admiterea faptului că stratul

Scanned with OKEN Scanner

filtrant este subdivizat în zone în care în fiecare abundă bacterii specifice, în care fiecare produce efecte bine definite.

Variațiile neașteptate ale vitezei de filtrare au tendința de a rupe acest echilibru, provocînd astfel o deteriorare a calității efluentului; aceasta pentru că se dorește ca stația de tratare să funcționeze continuu, fără întrerupere și la o viteză de filtrare pe cît posibil constantă. La fel, diversele populații bacteriene sînt adaptate tipului și cantității nutrientului furnizat de către apa și fluctuațiile neașteptate ale calității apei brute sînt de evitat. Dacă trebuie, se poate prevedea un rezervor de stocare a apei brute a cărui capacitate să fie suficientă pentru a împiedica aceste fluctuații.

Pentru ca oxidarea biochimică a materiilor organice să fie satisfăcătoare, trebuie prevăzut ca un timp suficient să se furnizeze destul oxigen și să nu se lase ca temperatura să scadă prea mult. Se lasă destul timp menținînd viteza de filtrare mică, astfel ca durata contactului să fie suficientă. Conținutul în oxigen este important; dacă scade la zero în timpul filtrării, se produce o descompunere anaerobă, producînd hidrogen sulfurat, amoniac și alte substanțe generatoare de gust și miros, în același timp și săruri de Fe și Mn în soluție, care dau apă tratată improprie spălării țesăturilor și lenjeriilor fine. Nu trebuie deci să se lase ca conținutul mediu de oxigen în apa filtrată să scadă la mai puțin de 3 mg/l, dacă se dorește evitarea condițiilor anaerobe în totalitatea suprafeței patului filtrant. Această necesitate poate impune aerarea apei brute pentru a crește conținutul său de oxigen, sau pretratarea sa pentru a scădea necesarul în $O_2$.

Eficacitatea filtrării lente prin nisip, poate de asemenea să fie influențată negativ din cauza temperaturilor scăzute datorită influenței asupra vitezei la care au loc reacțiile chimice și asupra metabolismului și a altor microorganisme. Aceasta este ilustrată prin efectul temperaturii asupra reducerii consumului de permanganat obținut prin filtrarea brută. După Van de Vloed, dacă notăm cu $T$ — temperatura, în °C — atunci, reducerea consumului de permanganat, în mg/l, este egală cu $(T + 10)/9$. Astfel, la 25°C consumul de permanganat este redus la 4 mg/l, pe cînd la 7°C el revine la 2 mg/l.

Sub 6°C, oxidarea $NH_3$-ului este practic întreruptă. Cînd temperatura aerului scade sub 2°C pe timpul unei perioade considerabile, filtrele trebuie acoperite pentru a reduce pierderile calorice, fie să se prevadă o clorinare ulterioară cu titlu de precauție contra insuficienței tratării în stație.

Bacteriile, inclusiv *E. coli* și, eventual, organismele patogene, pe care le conține apa brută sînt antrenate pînă la suprafețele granulelor filtrului prin mecanismele deja descrise. Condițiile care iau naștere în interiorul filtrului sînt improprii înmulțirii bacteriilor intestinale. Acestea nu se înmulțesc la temperaturi inferioare de 30°C și patul filtrant nu conține în general destule materii organice de origine animală pentru a satisface nevoile lor nutriționale. În plus, multe tipuri de organisme ca protozoarele și metazoarele inferioare abundă în partea superioară a stratului, în timp ce la adîncime, nutrientul de care ele au nevoie devine foarte rar, astfel că ele mor de foame, mai cu seamă că la temperaturi mari metabolismul lor se intensifică. Deși există relativ puține date cantitative este cunoscut că microorganismele prezente într-un filtru lent cu nisip produc diverse substanțe toxice, care acționează asupra bacteriilor intestinale. Rezultatul global este o reducere substanțială a numărului de *E. coli* și o

diminuare proporțională, încă și mai mare a organismelor patogene. Acest efect se intensifică pe măsură ce flora și fauna filtrului se dezvoltă în prezența nutrientului adecvat, a oxigenului și a temperaturii favorabile.

La temperatură joasă, activitatea protozoarelor și a nematodelor care atacă bacteriile scade adesea, și simultan, chiar metabolismul bacteriilor intestinale se încetinește, crescînd astfel șansele de a supraviețui ale acelor care traversează stratul filtrant.

Factorul de reducere a numărului de *E. coli* se situează în mod normal între 100 și 1 000, dar poate scădea la 2 cînd temperatura este egală sau inferioară lui 2°C. Clorinarea este în acest caz indispensabilă pentru menținerea calității apei livrate consumatorilor.

### 4.2.2. EFECTELE ALGELOR ASUPRA FILTRELOR

Deși în mod propriu-zis algele nu participă la mecanismul de filtrare, anumite tipuri de alge pot avea efecte importante asupra funcționării unui filtru lent. Aceste efecte pot fi avantajoase sau vătămătoare, după condițiile existente, care pot fi extrem de diverse.

Practic, toate apele de suprafață conțin alge, a căror prezență contribuie la procesele regeneratoare naturale din pîrîuri, rîuri și lacuri. După natura sursei de apă, *p*H, temperatură, compoziția chimică și turbiditatea, concentrația în nutrienți, adîncimea și viteza de curgere, cantitatea de lumină solară pe care o primește și încă alți factori, există diferite specii care predomină. Algele care există într-o secțiune a unui pîrîu puțin adînc și repede, de exemplu, pot să nu fie aceleași cu cele care predomină într-o apă stătătoare adîncă sau mai puțin adîncă sau într-o acumulare. Din același motiv, algele care predomină în apa filtrată pot diferi net de cele care există în sursa de apă brută care alimentează filtrul. Totuși, aceste două grupe influențează eficiența filtrării, algele prezente în apa brută afectînd conținutul în $O_2$ dizolvat în punctul intrării apei în rezervor. Înseși algele care se găsesc în apă, produc un anumit număr de modificări ale calității chimice a apei din rezervorul de acumulare în timpul perioadei de retenție care precede trecerea prin stratul de nisip.

Ca organisme autotrofe, algele au nevoie de lumină pentru procesele de fotosinteză și este deci probabil, că sînt aproape în întregime inactive în apa din filtre atunci cînd acestea sînt acoperite. În filtrele neacoperite, creșterea algelor poate fi net redusă dacă apa brută este suficient de tulbure pentru a împiedica pătrunderea luminii solare care este esențială dezvoltării lor.

Cea mai importantă proprietate a algelor în procesul de purificare a apei este aptitudinea lor de a forma material celular, plecînd de la materii anorganice simple, ca $H_2O$, $CO_2$, nitrați și fosfați. Ciclul carbonului poate fi descris prin relația:

$$n\,(CO_2) + n\,(H_2O) + \text{energie} \rightarrow (CH_2O)_n + n\,(O_2) \qquad (4.1)$$

Energia impusă de metabolismul algelor provine din oxidarea materiilor organice. Reacția inversă se produce atunci cînd algele mor, materialul celular este eliberat și apoi consumat de către bacteriile stratului filtrant:

$$(CH_2O)_n + n\,(O_2) \rightarrow n\,(CO_2) + n\,(H_2O) + \text{energie} \qquad (4.2)$$

Scanned with OKEN Scanner

Amploarea relativă a acestor două reacţii dă naştere creşterii, menţinerii sau descreşterii populaţiei de alge.

Atît timp cît algele sînt în stadiu de creştere activă (primăvara şi vara în zonele cu climă temperată şi mai mult timp în zonele tropicale), conform relaţiei (4.1) care predomină, creşte conţinutul în oxigen şi scade conţinutul în $CO_2$. Uneori, creşterea conţinutului în $O_2$ poate atinge de trei ori nivelul saturaţiei teoretice, ceea ce prezintă un avantaj, însă diminuarea conţinutului de $CO_2$ poate provoca disocierea carbonaţilor acizi în carbonaţi şi bioxid de carbon:

$$Ca(HCO_3)_2 \longrightarrow CaCO_3 + H_2O + CO_2 \qquad (4.3)$$

Diminuarea conţinutului în carbonaţi acizi scade densitatea temporară, iar carbonaţii insolubili precipită, ceea ce contribuie la colmatarea filtrului. Pe măsură ce algele continuă să se înmulţească şi volumul lor să crească, curgerea apei prin gravitaţie este frînată, încît este necesară înlăturarea periodică a algelor de la suprafaţa filtrului.

Atunci cînd stadiul de dezvoltare al algelor este staţionar, ecuaţiile (4.1) (4.2) sînt în echilibru. Procesul descris prin ecuaţia (4.1) necesită totuşi lumină şi soare atunci cînd degradarea materiilor organice, conform ecuaţiei (4.2) continuă tot timpul. Efectul global este deci o creştere a conţinutului în $O_2$ în timpul orelor din zi şi o diminuare corespunzătoare în timpul nopţii. Variaţia diurnă poate fi considerabilă şi, în cazuri grave, pot surveni condiţii anaerobe în timpul orelor de întuneric, cu consecinţele nefavorabile menţionate.

În zonele cu climă septentrională, temperatura apei scade toamna, provocînd moartea algelor pe măsură ce condiţiile lor de existenţă devin mai puţin favorabile şi implicit o eliberare a substanţelor organice care determină un consum de oxigen şi formarea bioxidului de carbon. În aceste condiţii, poate să apară un strat de alge moarte sub care are loc descompunerea şi producerea unor substanţe cu miros şi gust respingător.

Dacă temperatura scade pe neaşteptate şi dacă condiţiile devin nefavorabile din alte cauze (de exemplu, ca urmare a apariţiei în apa brută a poluanţilor industriali toxici), se poate produce o mortalitate masivă a algelor. Are loc atunci o eliberare de materii organice degradabile, astfel că se produce descompunerea şi filtrul trebuie scos din funcţiune pentru a fi curăţit. Cum condiţiile menţionate riscă să afecteze nu numai un filtru, menţinerea cantităţii şi calităţii apei tratate poate să se realizeze cu mari dificultăţi.

Dacă numărul algelor conţinute în supernatant nu este limitat de o recoltare periodică, se pot crea serioase probleme de exploatare; este deci indispensabilă o supraveghere permanentă. În zonele cu climă temperată şi rece, unde pericolele semnalate mai înainte sînt mai mari şi există posibilitatea de îngheţ iarna, filtrele se acoperă adeseori pentru a evita lumina solară şi pentru a inhiba proliferarea algelor.

Nu trebuie totuşi considerat că algele au numai o influenţă negativă; prezenţa lor poate avea şi efecte favorabile care să compenseze inconvenientele arătate, mai cu seamă în regiunile cu climă caldă.

Algele utilizează materiale organice prelevate din apa brută pentru a-şi forma material celular, astfel ca o cantitate echivalentă de material organic

Scanned with OKEN Scanner

să fie eliberat cînd acestea mor, noua formă fiind mult mai ușor degradabilă. În ceea ce privește conținutul mediu în $O_2$ din efluent, există mici diferențe între un filtru închis și un filtru deschis. Consumul în $O_2$ al unui filtru deschis este de $\approx$ 10 ori mai mare decît al unui filtru acoperit (15 mg/l față de 1,5 mg/l). Aceasta rezultă nu numai din ciclul carbonului, așa cum îl indică ecuațiile (4.1) și (4.2), dar și din transformarea materialului organic nedegradabil în material degradabil. Mai mult, cu cît activitatea oxidantă este mai mare, cu atît șansele de distrugere a substanțelor organice vătămătoare (atît vii, cît și moarte) sînt mai ridicate.

Se pot găsi alte efecte favorabile ale creșterii algelor, considerînd contribuția speciilor filamentoase la formarea unei pături murdare active, al cărui conținut zoogleic formează un mediu care prinde și favorizează înmulțirea planctonului, a diatomeelor și a altor forme biologice, cresînd astfel cernerea și adsorbția. Cînd stratul biologic este bine format, cantitatea de materii în suspensie care ajunge la mediul filtrant este redusă, astfel că intervalul dîntre curățirile succesive ale filtrului este prelungit. Se asigură astfel condiții favorabile protozoarelor și altor organisme mai complexe, care se hrănesc cu bacterii și reduc sensibil numărul de *E. coli* și bacterii patogene care ajung pînă la stratul de nisip. Algele însăși, după anumite cercetări, produc substanțe vătămătoare bacteriilor, diminuînd astfel șansele lor de a supraviețui.

Natura speciilor de alge care predomină, prezintă deci importanță. Cînd acestea sînt alge filamentoase, se formează o pînză zoogleică de fibre strîns întrepătrunse, care îi conferă o rezistență considerabilă la rupere. Cînd, sub influența unei puternice lumini solare, se degajă bule de $O_2$ din interiorul și de pe suprafața acestei pînze, flotabilitatea sa crește și se poate ridica cu granulele aderente care provin de la suprafața superioară a stratului filtrant. Acest fenomen reduce rezistența filtrului și crește proporțional viteza de curgere. Cînd acestea sînt formate din alge mici ca diatomeele, pînza zoogleică este mediocru formată și rezistența mediului filtrant este superioară. Înfloririle acestui gen de alge pot provoca o colmatare extrem de rapidă a stratului filtrant, care scurtează durata funcționării fără curățire a filtrului, pune probleme de exploatare și scade calitatea efluentului.

Numărul variabilelor care condiționează apariția unor specii predominante și vitezei de proliferare a algelor în diferite ape brute este așa de mare încît practic este imposibil de a face previziuni ferme, cu excepția datelor rezultate din experiența acumulată prealabil pe apa brută utilizată. Dacă nu se dispune de această experiență (de exemplu cea a filtrelor existente în stare de funcționare în condiții analoage), se fac experiențe în stații pilot înainte de a se trece la proiectarea unor asemenea instalații. Studiile trebuie să fie efectuate pe parcursul unui an, pentru a putea lua în considerație toate variațiile sezoniere și climatice.

### 4.2.3. HIDRAULICA FILTRELOR LENTE

În filtrarea lentă prin nisip, viteza de curgere a apei prin gravitație este menținută la o valoare așa de mică încît se poate admite existența condițiilor de curgere laminară în totalitatea stratului.

**Rezistența** $H$ **prezentată de un strat filtrant curat se comportă conform legii lui Darcy:**

$$H = \frac{V_f}{K_p} \cdot h; \tag{4.4}$$

$h$ = grosimea stratului;
$K_p$ = coeficientul de permeabilitate;
$V_f$ = viteza de filtrare (raportul dintre debit și suprafața stratului).

Coeficientul $K_p$ are dimensiunile unei viteze și poate să se exprime în m/h. Cea mai bună metodă pentru determinarea este măsurarea în laborator a rezistenței unui eșantion reprezentativ al mediului filtrant utilizat.

**Coeficientul de permeabilitate** se poate de asemenea estima și teoretic cu ajutorul uneia din numeroasele formule care au fost stabilite:

$$k_p = 150\,(0{,}72 + 0{,}028\,T)\,\frac{m^3}{(1-m)^2}\,\alpha^2\,d_s\ [m/h]; \tag{4.5}$$

$T$ = temperatura [°C];
$m$ = porozitatea (raportul volumului porilor la volumul total al mediului filtrant);
$\alpha$ = coeficientul de formă;
$d_s$ = diametrul specific al granulelor de nisip [mm].

Cînd, în timpul filtrării, impuritățile apei brute depuse în, și pe stratul superficial al stratului de nisip încep să reducă spațiul utilizabil al porilor, rezistența se mărește. Timpul necesar apariției acestui fenomen depinde de cantitatea materiilor în suspensie antrenate de apa brută, de viteza de filtrare și de dimensiunea granulelor de nisip (și respectiv al porilor) din stratul filtrant. Viteza cu care se mărește rezistența nu este ușor de calculat, trebuind să fie determinată prin experimentare cu apa în cauză și mediul filtrant utilizat și în condițiile climatice care predomină în timpul funcționării filtrului.

În general, în timpul primei faze de maturare, rezistența globală va crește lent, plecînd de la valoarea inițială pentru un strat de nisip curat, iar într-o fază ulterioară funcționării filtrului va crește foarte brusc.

Rezistența admisibilă (care se opune presiunii date de înălțimea apei de deasupra stratului filtrant) nu trebuie să depășească 1,00 — 1,50 m în situații normale. În condiții excepționale, această sarcină se poate lăsa să crească pînă la maximum 2,00 m, dar este puțin probabil ca să se poată obține astfel o prelungire apreciabilă a duratei funcționării filtrului între două curățiri succesive.

Întrucît impuritățile apei brute se depun aproape în întregime în, și pe membrana biologică și în partea superioară a stratului, rezistența nu se va mări decît în această zonă superficială. Acest fenomen influențează net distribuția presiunii manometrice din interiorul stratului. Cînd apa este stagnantă, presiunea hidrostatică crește cu adîncimea; cînd însă, curge, presiunea scade, la toate adîncimile. Cînd stratul este curat există o diminuare progresivă a presiunii hidrostatice de la suprafața stratului, pînă la fund, unde reducerea totală este egală cu pierderea inițială de sarcină $H_0$.

Scanned with OKEN Scanner

Colmatarea care rezultă în urma filtrării reduce încă și mai mult presiunea, dar, cum creșterea rezistenței are loc la suprafață, micșorarea presiunii nu se face simțită decît sub filmul filtrant. Apare astfel necesitatea unui deversor la ieșire, care face ca presiunea sub membrana filtrantă să nu scadă niciodată sub un anumit minimum. În absența deversorului, dacă filtrarea continuă mult timp, presiunea reală sub filmul filtrant va putea deveni inferioară presiunii atmosferice — adică apa filtrată va putea curge fără a antrena apa din supernatant, lăsînd în urma ei un vid parțial. Acest fenomen va putea deranja în mod serios funcționarea filtrului, întrucît o abundentă proliferare a algelor va putea provoca o suprasaturare a apei din supernatant cu oxigen, care va fi eliberat în regiunea de joasă presiune de sub filmul filtrant și va forma bule în pori, provocînd o retenție de aer. Dacă această situație se produce pe o zonă a filtrului, pierderea capacității poate trece neobservată, însă restul filtrului este supraîncărcat în detrimentul calității efluentului.

Situația va fi și mai neplăcută dacă reținerea aerului se produce pe o suprafață mare, provocînd o netă scădere a vitezei de filtrare și o creștere corespunzătoare a presiunii hidrostatice, capabilă de a rupe membrana filtrantă și de a provoca o deteriorare calitativă a apei livrate. Trebuie deci să se evite prin toate mijloacele să nu apară subpresiuni și să se limiteze rezistența maximă admisibilă $H_{max}$. Mijlocul cel mai simplu și cel mai sigur de a obține aceasta este de a face să treacă apa filtrată peste un deversor, astfel încît să nu fie posibil ca nivelul apei filtrate să scadă sub cel al suprafeței stratului de nisip.

### 4.2.4. REGIMUL OPTIM DE FUNCȚIONARE AL FILTRELOR LENTE

Un regim optim de funcționare presupune ca intervalele între două curățiri succesive să fie cît mai lungi posibil. **În general, aceste obiective depind de 4 factori**: ● *calitatea apei brute*; ● *condițiile climatice* (*în particular, temperatura*); ● *viteza de filtrare*; ● *compoziția mediului filtrant*.

Primii doi factori trebuie să fie acceptați ca atare; în schimb, viteza de filtrare și compoziția stratului filtrant pot fi alese. Cu cît granulele mediului filtrant sînt mai mici, cu atît este mai bună calitatea efluentului. Procesul de cernere este cu atît mai eficace, cu cît deschiderile porilor sînt mai mici, în timp ce, sedimentarea și adsorbția sînt ameliorate cînd suprafața globală a mediului filtrant crește. În același timp se oferă microorganismelor — responsabile degradării biochimice a materiilor organice, un habitat mai voluminos și diminuarea corespunzătoare a concentrației nutrienților disponibili pentru bacterii în stratul filtrant, care le face să dispară mai repede, ceea ce ameliorează calitatea filtratului.

Cu cît suprafața totală a granulelor este mai mare, cu atît este favorizat contactul între constituenții apei brute și granule, accelerîndu-se astfel reacțiile chimice (cataliză superficială). Această suprafață totală poate fi sporită și prin mărirea înălțimii stratului filtrant; se remarcă că o înălțime de 0,60 m nisip cu granule de 0,15 mm diametru, prezintă aceeași suprafață ca a unui strat cu o înălțime de 1,40 m și cu granule de 0,35 mm; apare evident că utilizarea unui nisip fin este mai economică decît cea a unui nisip grosier.

Eficacitatea cernerii este independentă de viteza de curgere; s-a arătat că prin sedimentare nu se elimină decît o fracțiune din particule, astfel încît

Scanned with OKEN Scanner

o diminuare a eficacității sedimentării concomitent cu o mărire a vitezei de filtrare nu va avea decît o mică influență asupra turbidității efluentului final. Forțele care contribuie la mecanismul de adsorbție sînt puțin afectate de variația vitezei de curgere.

Pe de altă parte, activitatea biologică depinde mult de durată (în special la temperaturi joase), astfel încît vitezele mari de filtrare scad perioada de contact între apă și microorganismele purificatoare. Acestea, în mod normal nu sînt prezente decît în cei 30—40 cm de la suprafața stratului, însă pe măsură ce viteza de filtrare crește, hrana bacteriilor este antrenată și mai în adîncimea mediului filtrant. În aceste circumstanțe își adaptează existența și la adîncimi mai mari, dar numai într-o anumită măsură. Dacă viteza de curgere crește prea mult, materiile organice reușesc să traverseze filtrul.

În filtrele descoperite, unde proliferarea algelor este abundentă, vitezele de filtrare foarte lente (de exemplu cîțiva cm/h), pot produce anumiți subproduși ai metabolismului algelor, capabili de a imprima gust și miros neplăcut apei filtrate.

**În concluzie, calitatea filtratului depinde în primul rînd de dimensiunea granulelor mediului filtrant și mai puțin de vitezele de filtrare.**

La stația de tratare din Amsterdam, în aceeași perioadă au fost date în exploatare trei filtre acoperite, la diferite viteze (0,10; 0,25 și 0,45 m/h) fără să se observe diferențe însemnate în calitatea efluentului.

Rechenberg [54] pe de altă parte, a arătat că **între consumul de permanganat al apei de alimentare $c_a$ și al filtratului $c_e$, al unui filtru lent cu nisip a cărui viteză de filtrare este $v_f$, există relația:**

$$\frac{c_e}{c_a} = 0{,}8\ v_f^{1/6}. \qquad (4.6)$$

Dublînd viteza de filtrare, se mărește deci cu 12% consumul de permanganat al apei livrate — diferență mică, dar netă în același timp.

Nu există o relație matematică care să permită calcularea intervalelor între două curățiri succesive ale filtrului, dar este clar că aceste intervale vor fi cu atît mai scurte, cu cît viteza de filtrare va fi mai mare și cu cît mediile filtrante vor avea granule mai fine. Cînd filtrele sînt curățite manual, intervalele scurte între două curățiri succesive impun un consum important de forță de muncă, putînd compromite continuitatea funcționării, conducînd la o diminuare a calității apei prin reducerea eficienței filtrării imediat după curățire. În consecință este recomandabil de a concepe filtrele și de a le exploata astfel încît, în condițiile în care calitatea apei brute este cea mai proastă, durata funcționării filtrului între două curățiri succesive să nu scadă sub două săptămîni.

În condiții medii de funcționare, intervalul între două curățiri succesive va putea fi de mai multe luni.

Singura metodă corespunzătoare de evaluare a duratei intervalului între două curățiri succesive ale unui filtru este de a face experiențe fie în laborator, sau într-o stație pilot, filtrînd apa brută prin medii cu granule de diferite dimensiuni. Materialul filtrant trebuie să fie suficient de fin pentru ca filtratul să satisfacă normele de calitate cerute. Trebuie deci să se determine viteza

Scanned with OKEN Scanner

de filtrare, care să fie suficient de mică pentru a asigura în condițiile cele mai defavorabile, o durată minimă a intervalului între curățiri de cel puțin două săptămîni.

În principiu, nisipul filtrant, nu trebuie să fie mai fin decît este necesar, numai dacă intervalele între două curățiri succesive ale filtrului vor fi anormal de scurte. Dacă este necesară o măsură suplimentară de securitate, se poate obține mai degrabă mărind grosimea stratului decît reducînd dimensiunea granulelor.

S-a subliniat deja, că atît procesele microbiologice, cît și activitatea chimică slăbesc cînd temperatura scade. Această diminuare a eficienței este adesea compensată într-o anumită măsură de o reducere a consumului de apă menajer și public în perioadele friguroase, ceea ce permite și reducerea vitezelor de filtrare. Dacă se prevede o perioadă de frig prelungit sau foarte geroasă, filtrele trebuie acoperite și apa filtrată trebuie tratată cu clor sau ozon.

## 4.3. CALCULUL FILTRELOR LENTE

Dimensionarea hidraulică a filtrelor lente trebuie să stabilească suprafața filtrantă în funcțiune, cea instalată și numărul de compartimente.

**Viteza de filtrare se alege:**

$V = 3{,}50 \ldots 6{,}00$ m/zi sau $V = 0{,}15 \ldots 0{,}25$ m/h.

Pe baza unor studii experimentale la o stație pilot se poate alege și o viteză mai mare. Debitul de dimensionare va fi debitul maxim zilnic la care se va adăuga debitul necesar refacerii rezervei de incendiu.

**Suprafața totală de filtrare:**

$$S = Q/V; \tag{4.7}$$

$Q$ = debitul maxim zilnic + debitul de incendiu [m³/zi];
$V$ = viteza de filtrare [m/zi];
$S$ = suprafața de filtrare [m²].

**Numărul compartimentelor** $N$:

$$N = \frac{V_{max}}{V_{max} - V_{fn}}; \tag{4.8}$$

$V_{max}$ = viteza limită de filtrare;
$V_{fn}$ = viteza de filtrare normală.

De asemenea, $N$ **trebuie să verifice și relația:**

$$N \leq \frac{t_f + t_p}{t_p}; \tag{4.9}$$

$t_f$ = timpul de funcționare între două curățiri care poate fi cuprins între 20 și 60 zile;

$t_p$ = timpul de curățire și repunere în funcțiune care în calcule este 3—5 zile.

În acest mod, **suprafața** $s$ **a unui compartiment** rezultă:

$$s = S/N \ [m^2]. \tag{4.10}$$

**În dimensionarea filtrelor trebuie să se respecte următoarele prescripții din STAS 3602—72:**

1) *La verificarea vitezei de filtrare maxime este necesar a se considera un bazin scos din funcțiune pentru curățire.*
2) *Numărul minim de bazine va fi de 4; la stații mici (sub 100 m²) se pot prevedea numai două.*
3) *Conducta de alimentare a filtrelor se va dimensiona la o viteză de 0,60—1,00 m/s.*
4) *Necesitatea acoperirii filtrelor lente se va stabili pe baza unui calcul tehnico-economic.*
5) *La stațiile cu o capacitate de peste 100 000 m³/zi se va prevedea o instalație de spălare a nisipului.*

## 4.4. ALCĂTUIRE ȘI ELEMENTE CONSTRUCTIVE

**Elementele unui filtru lent cu nisip** (fig.4.1.): ● *stratul de apă de deasupra nisipului*; ● *stratul filtrant*; ● *fundul filtrului și colectorul de drenaj liber*; ● *bazinul filtrant, care conține elementele indicate mai înainte*; ● *dispozitivul de comandă.*

### 4.4.1. ÎNĂLȚIMEA STRATULUI DE APĂ

**Stratul de apă de deasupra suprafeței stratului de nisip joacă un dublu rol:** ● *asigură apei brute o perioadă de cîteva ore de staționare în timpul căreia se produce o sedimentare, o aglomerare și o oxidare a particulelor în suspensie*; ● *furnizează o înălțime de apă suficientă pentru a învinge rezistența hidraulică a stratului filtrant și a realiza curgerea prin gravitație a apei prin filtru.*

Acest al doilea rol depinde de dimensiunea pe verticală a stratului, care variază între un minimum $H_0$, cînd stratul este curat și un maximum $H_{max}$ la sfîrșitul unei perioade de utilizare între două curățiri succesive. Se poate prevedea ca nivelul apei să oscileze între aceste limite, dar practic este preferabil să se mențină înălțimea apei în rezervor la o valoare constantă, egală sau superioară lui $H_{max}$, printr-o rezistență artificială, realizată prin intermediul unei vane de reglare, amplasată pe conducta de descărcare. Menținînd această înălțime, se diminuează riscurile de a se împiedica formarea membranei filtrante, se permite evacuarea impurităților flotante prin orificiile fixe și se evită pătrunderea luminii solare în adîncime, unde poate favoriza creșterea plantelor acvatice la suprafața filtrului.

Înălțimea în acest strat de apă va fi determinată în funcție de rezistența maximă prevăzută. Practic, se alege în general, înălțimea de 1,00—1,50 m și în mod excepțional de 2,00 m.

Înălțimea pereților trebuie să fie cu 20—30 cm deasupra nivelului apei.

Scanned with OKEN Scanner

### 4.4.2. STRATUL FILTRANT

Materialul filtrant trebuie să fie compus din granule dure şi durabile, de preferinţă rotunde şi lipsite de argilă, de pămînt bogat în humus şi materii organice. Dacă este murdar, nisipul trebuie să fie spălat, proces care elimină de asemenea granulele cele mai fine, scăzînd astfel coeficientul de uniformitate şi crescînd diametrul mediu al particulelor. În scopul evitării formării cavităţilor în stratul filtrant, ca urmare a acţiunii unei ape puternic încărcate în $CO_2$, conţinutul nisipului în Ca şi Mg, calculat în carbonaţi nu trebuie să depăşească 2%.

Pentru a se realiza calitatea superioară a apei filtrate, diametrul efectiv al nisipului $d_{10}$ va trebui să fie destul de mic, spre a evita şi pătrunderea materiilor organice în adîncime. Acest diametru efectiv este în mod uzual cuprins între 0,15 şi 0,35 mm, valoarea optimă determinîndu-se experimental. Alegerea materialului filtrant este adesea dictată de posibilităţile locale, constatîndu-se că şi unele materiale mai grosiere sau altele mai fine pot fi satisfăcătoare.

Factorii care determină grosimea stratului filtrant au fost arătaţi, însă avînd în vedere şi în acest caz importanţa condiţiilor locale, este mai indicat ca să se determinee această grosime tot experimental.

**In general este bine să se ţină seama de trei consideraţii majore:**

1) *Sub membrana filtrantă (biologică) se găseşte o zonă în care abundă bacteriile, de 0,30—0,40*m, *valoarea cea mai ridicată corespunzînd unui strat de nisip ale cărui granule sînt relativ grosiere, în care viteza de filtrare este mare.*

2) *La o adîncime mai mare, se produc reacţii chimice şi se poate numi „zonă de oxidare minerală", unde materiile organice puse în libertate de către ciclul biologic bacterian care se desfăşoară în stratul superior de nisip sînt degradate chimic.* Înălţimea acestei zone poate fi de 0,50 m cea mai mare din valori fiind cea cînd conţinutul apei brute in substanţe organice este ridicat. În consecinţă, înălţimea totală a stratului filtrant datorită considerentelor arătate anterior nu trebuie să fie inferioară lui 0,70 m.

3) *Cu excepţia cazului în care se recurge la procese hidraulice, un filtru se curăţă prin înlăturarea stratului superficial de nisip, pe o înălţime de 1—3 cm.* Acest material nu se înlocuieşte imediat şi, cînd filtrul se repune în funcţiune, toate procesele de filtrare se reiau de la noua suprafaţă, adică cu 1-3 cm mai jos decît în ciclul precedent. Exploatarea este astfel menţinută cîţiva ani, după care nivelul iniţial al stratului este restabilit prin adăugarea unui nou strat de material filtrant. Trebuie deci să se prevadă un strat filtrant cu o grosime iniţială suficient de mare pentru ca să se poată efectua curăţirile succesive pe toată această perioadă. Dintr-un filtru care funcţionează două luni, între două curăţiri succesive, se scoate astfel anual un strat de 6—18 cm; în consecinţă, prevăzînd o înălţime suplimentară de 0,50 m, se va putea exploata filtrul timp de 3—5 ani, fără a avea nevoie să se reîncarce cu material filtrant.

Toate aceste trei considerente conduc la prevederea pentru stratul filtrant a unei înălţimi de 1,20—1,40 m, care poate fi cu ceva mai mică dacă apa este suficient de curată, şi, în consecinţă, intervalele între curăţiri, peste medie.

Scanned with OKEN Scanner

Cînd se dorește în mod special o apă filtrată de calitate superioară, se intercalează în mediul filtrant un strat de cărbune activ.

Acest strat de o înălțime de circa 0,10 m se dispune în general în apropierea fundului stratului pentru ca să poată adsorbi astfel ultimele urme de substanțe care produc miros și care au rezistat proceselor de filtrare. În principiu, cărbunele trebuie scos și înlocuit, în cursul operațiunilor de reîncărcare cu nisip fiind saturat cu impurități.

### 4.4.3. SISTEMUL DE DRENAJ

**Sistemul de drenaj** care este de asemenea un element important pentru eficiența funcționării filtrului, **are un dublu rol:** ● *constituie suportul materialului filtrant*; ● *asigură drenarea apei tratate care se scurge pe la fundul filtrului*. După umplerea cu material filtrant este greu accesibilă inspectarea, curățirea sau repararea sistemului de drenaj fără a supune ansamblul stratului la un deranjament major. Este important ca să fie conceput și construit astfel încît să nu fie colmatat de către materiile care provin din strat, să nu fie perturbat în timpul evacuării și reîncărcării cu material filtrant și în același timp să colecteze uniform apa filtrantă pe toată suprafața, în scopul ca toate părțile stratului să funcționeze cu aceeași intensitate.

Forma cea mai simplă de colector de drenaj în cazul filtrelor lente este o rețea de drenuri principale și secundare (laterale; fig.4.2). În vederea ameliorării eficacității acestui sistem, au fost introduse diferite forme și materiale perfecționate, însă principiile hidraulice practic rămîn neschimbate.

Drenurile laterale sînt făcute din țigle poroase sau perforate, nesmălțuite, din tuburi perforate neîmbinate la capete sau din tuburi smălțuite perforate din azbociment sau din clorură de polivinil (PVC), toate acoperite cu mai multe straturi de pietriș cu dimensiuni ale granulelor care descresc de sus în jos, în scopul prevenirii pătrunderii în sistem a particulelor mediului filtrant.

Diametrul eficace al granulelor stratului inferior de pietriș trebuie să fie cel puțin dublu diametrului orificiilor de intrare în colectorul de drenaj

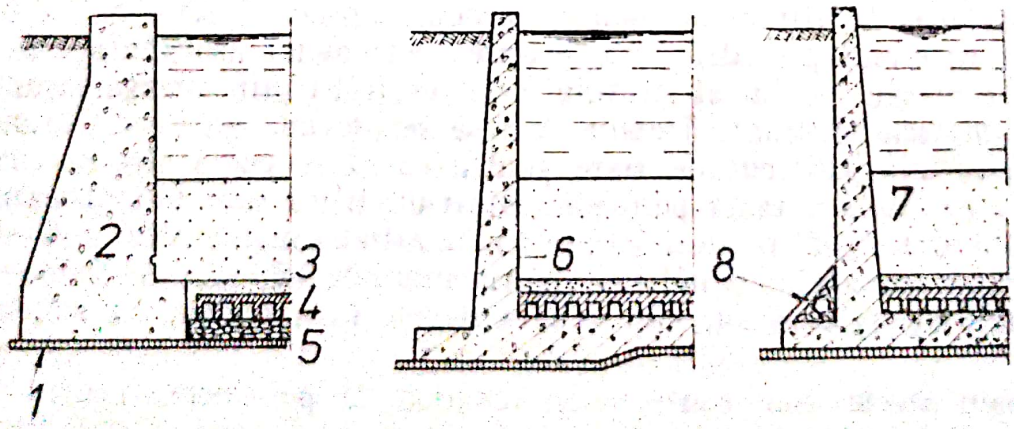



Fig. 4.2. **Metode de prevenire a scurtcircuitelor din filtrele lente:**
*1* — strat de beton 10 cm; *2* — renură 6×8 cm; *3* — pietriș; *4* — dren; *5* — dale de fund; *6* — suprafață grosieră; *7* — contrafort; *8* — dren.

(adică dublul spațiului interstițiilor între două cărămizi sau între două drenuri). Nisipul fiecăruia din straturile succesive trebuie să fie astfel ales încît diametrul efectiv al particulelor celor mai mici ($d_{10}$) să nu fie inferior unui sfert din diametrul granulelor celor mai mici ale stratului inferior.

Stratul superior de nisip trebuie să fie ales cu un diametru al granulelor $d_{10}$ egal cu mai mult de 4 ori decît $d_{15}$ al celui mai fin nisip de filtrare care provine din depozite naturale, ale cărui dimensiuni granulelor depind de punctul de extracție. În consecință, la un mediu filtrant de $d_{15} = 0{,}18$ mm și $d_{85} = 0{,}3$ mm, trebuie ca $d_{10}$ al stratului superior al pietrișului să fie cuprins între 0,7 mm (adică $4 \times 0{,}18$ mm) și 1,2 mm (adică $4 \times 0{,}3$ mm).

La un pietriș de $d_{10} = 1{,}0$ mm și de $d_{90} \cdot 2 = 1{,}4$ mm, stratul imediat dedesubt va putea să aibă un $d_{10}$ de 4,0 mm și un $d_{90} = 5{,}6$ mm și al treilea strat un $d_{10} = 16{,}0$ mm și un $d_{90} = 23{,}0$ mm. Dacă orificiile colectorului de drenaj nu au mai mult de 8,0 mm lărgime, aceste trei straturi sînt corespunzătoare.

Cînd este dificil sau prea costisitor de a alege pietrișul unui strat în raportul recomandat de 1/4, exigența poate fi redusă la 1/2, dar $d_{10}$ al fiecărui strat trebuie să fie atunci limitat la de 3 ori diametrul stratului imediat superior. Pentru a relua exemplul de mai sus, vor trebui 4 straturi de granulozități 0,7—1,4; 2—4; 6—12 și 18—36 mm.

De asemenea, pietrișul filtrelor lente de nisip trebuie să fie conform normelor aplicabile materialului filtrant.

La filtrele mici, drenul principal poate de asemenea să fie construit din tuburi, însă la filtrele mari drenul este construit în mod curent din beton și încorporat în fundul bazinului filtrant.

Curgerea apei printr-un astfel de sistem este însoțită de anumite pierderi de sarcină, de unde rezultă și o scădere a nivelului piezometric. Debitul de apă filtrată nu este deci constant, ci variază de la un punct la altul pe suprafața stratului filtrant, în timp ce debitul de apă brută este același în toate punctele acestei suprafețe. Variația vitezei de filtrare nu poate fi integral evitată, dar poate fi considerabil atenuată printr-o bună concepție, grație căreia diferențele de cantitate de apă filtrată trebuie să rămînă mici în raport cu pierderea totală de sarcină suferită de apă în mișcarea de percolare prin gravitație, prin filtru. În general, pierderea totală în sistem nu trebuie să depășească 10% din valoarea maximă a rezistenței hidraulice a stratului filtrant (cînd nisipul este curat și înălțimea stratului este minimă după curățiri repetate), astfel ca să fie posibilă menținerea variațiilor de viteze pe suprafață sub o limită acceptabilă.

În figura 4.3 se reprezintă mai multe dispoziții posibile pentru construcția fundului stratului.

Între colectorul de drenaj propriu-zis și stratul filtrant trebuie să fie dispuse straturi de pietriș pentru a se evita ca particulele materialului filtrant să pătrundă în canalizările de drenaj și să le colmateze, precum și pentru a asigura o colectare uniformă a apei filtrate cînd drenurile sînt mai distanțate. Acest pietriș, care servește ca suport stratului filtrant este alcătuit din cîteva straturi de granule fine la partea de sus, cu granule mari la bază, pentru fiecare fiind stabilită granulozitatea cu minuțiozitate (adică astfel ca

Scanned with OKEN Scanner

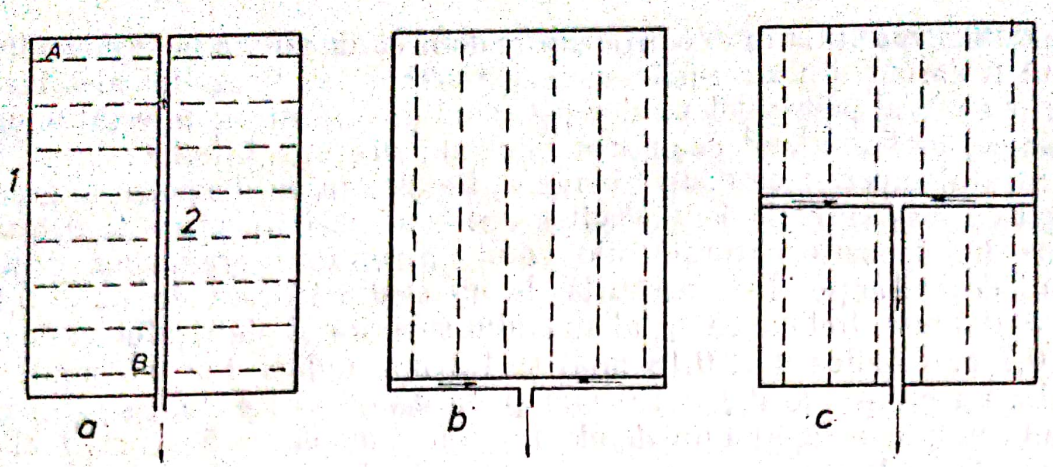



Fig. 4.3. **Dispoziţii ale drenajelor unui filtru lent:**
*a, b, c* — diferite moduri de dispunere ale drenajelor; *1* — dren lateral; *2* — dren principal.

10 şi 90% din diametrele granulelor care trec prin sită să nu difere cu un factor peste $\sqrt{2} = 1{,}41$).

Pietrele trebuie să fie dure, de preferinţă rotunde, cu densitate egală sau mai mare de 2,5; ele trebuie să fie fără nisip, argilă, pămînt bogat în humus, fără murdărie sau impurităţi organice de orice gen. Dacă este posibil, e bine ca pietrişul să fie spălat în prealabil pentru a fi sigur că este curat. Greutatea lui nu trebuie să scadă mai mult de 5% prin imersie timp de 24 h într-o baie caldă de HCl concentrat. Grosimea fiecărui strat trebuie să fie cel puţin de trei ori diametrul granulei celei mai mari, astfel că în practică, grosimea straturilor mai fine este de 5—7 cm, iar ale celor mai grosiere de 8—12 cm.

### 4.4.4. BAZINUL FILTRANT

Majoritatea bazinelor filtrante sînt construite cu pereţi verticali sau aproape verticali, de formă paralelipipedică.

**Înălţimea bazinelor filtrante va fi egală cu suma:**

| | |
|---|---|
| 1) *Înălţimea de gardă de deasupra nivelului apei* | *0,25 m* |
| 2) *Stratul de apă* | *1,25 m* |
| 3) *Materialul filtrant (iniţial)* | *1,25 m* |
| 4) *Patru straturi de pietriş* | *0,30 m* |
| 5) *Drenajul filtrului (din cărămizi)* | *0,16 m* |
| | *Total 3,21 m* |

În alte condiţii poate rezulta o grosime totală cuprinsă între 2,50 şi 4,00 m. Materialele de construcţie folosite în mod curent sînt betonul simplu sau armat, piatra sau cărămida pentru pereţi, în funcţie de disponibilităţile locale. Uneori se construiesc pereţi înclinaţi în taluz, însă se ocupă o suprafaţă de teren mai mare şi pot să apară dificultăţi datorite creşterii plantelor

Scanned with OKEN Scanner

acvatice pe taluz, cît şi probleme de etanşeitate a pereurilor sau a îmbrăcăminţilor.

În prezent, cu excepţia cazului instalaţiilor foarte mici cînd se utilizează filtre cilindrice închise, filtrele sînt în general constituite din bazine avînd forme paralelipipedice.

Pereţii bazinelor filtrante trebuie să fie etanşi, nu numai pentru a evita pierderile de apă în cursul filtrării, dar şi pentru a împiedica pătrunderea apelor subterane capabile să contamineze apa tratată. Pentru acelaşi motiv se ia ca o măsură de precauţie de a amplasa fundul filtrului deasupra nivelului superior al pînzei freatice.

Pentru asigurarea izolării termice şi a uşurinţei accesului, partea superioară a pereţilor laterali trebuie să fie aproape de nivelul terenului. Totuşi este necesar să se lase ca o porţiune a pereţilor să fie deasupra terenului cu 0,10—0,15 m, în scopul opririi prafului, apelor din precipitaţii sau animalelor mici de a cădea în filtru.

Pentru a se evita scurtcircuitarea filtrului, adică curgerea apei de-a lungul feţei interne a peretelui, trebuie luate măsuri speciale. Cînd pereţii sînt înclinaţi, nu este cazul deoarece nisipul are tendinţa de a se tasa. Cînd pereţii sînt verticali, se prevăd astfel de măsuri, ca de exemplu, de a realiza adînciturі sau de a lăsa pereţii interni netencuiţi pentru a se creea o rugozitate sporită (fig. 4.2). Dispunerea colectorului de drenaj la o anumită distanţă de la baza zidurilor nu este recomandabilă deoarece se micşorează suprafaţa filtrantă.

La conceperea bazinelor filtrante trebuie avute în vedere problemele speciale legate de asigurarea etanşeităţii prin măsuri relative la structurile care reţin apă şi de a lua precauţii contra dilatării şi contractării din cauza variaţiilor de temperatură, tasărilor inegale, probleme care se pun în special cînd suprafaţa bazinului este mai mare.

Pentru a asigura o mai bună etanşeitate este preferabil să se prevadă un număr mai mare de unităţi de filtrare.

### 4.4.5. INSTALAŢIILE FILTRELOR LENTE

**În vederea funcţionării corespunzătoare a filtrelor este necesar a se prevedea şi toate instalaţiile aferente, care să asigure:** ● *admisia apei brute în bazinul filtrului*; ● *evacuarea spumei şi a altor materii plutitoare de la suprafaţa apei*; ● *golirea apei*; ● *scăderea nivelului apei în stratul filtrant*; ● *reglarea vitezei de filtrare în funcţie de rezistenţa stratului în cursul unui ciclu de funcţionare între două curăţiri*; ● *împiedicarea curgerii inverse*; ● *descărcarea apei filtrate la canal sau dirijarea spre conducta de alimentare a unui filtru pe timpul maturării.*

Figura 4.1 reprezintă schematic un filtru lent cu nisip, echipat cu toate aceste instalaţii necesare.

*Intrarea apei brute* cînd alimentarea se face cu pompe separate pentru fiecare filtru, debitul poate fi reglat corespunzător, însă în cazul cel mai frecvent, cînd un grup de pompe alimentează mai multe filtre sau cînd apa brută

provenită dintr-un singur rezervor se scurge prin gravitație în filtre, trebuie să se prevadă o vană de reglare pentru menținerea nivelului constant.

Intrarea apei brute în bazinul filtrului trebuie să se facă astfel ca stratul de nisip să nu fie perturbat cînd înălțimea apei este insuficientă.

*Dispozitivul de evacuare a materiilor plutitoare* se prezintă sub forma unui fel de steașină sau jgheab și, în cazul filtrelor mari, se pot realiza mai multe astfel de jgheaburi, la cote diferite ale bazinului filtrant. Materiile plutitoare sînt evacuate mărind cu puțin debitul de intrare și lăsînd apa să deverseze peste marginea jgheabului. Nu este necesar a se prevedea aici o vană, deoarece apa curge direct la canal atît timp cît se menține nivelul ridicat. Aceste dispozitive servesc de asemenea ca preaplin spre a evita creșterea accidentală a apei.

Golirea apei din bazinul filtrant este necesară cînd un filtru trebuie curățit pentru a avea acces la suprafața filtrului. Întrucît la sfîrșitul ciclului rezistența hidraulică a stratului filtrant este mare va fi necesar un timp prea mare pentru scăderea nivelului, lăsînd apa să curgă prin stratul filtrant, ceea ce ar întîrzia repunerea în funcțiune a filtrului.

Pentru a evita această întîrziere, se prevede o descărcare (v. fig. 4.1), care permite golirea apei de deasupra stratului de nisip și eventual pomparea ei spre alte filtre.

Întrucît după cîteva curățiri succesive nivelul suprafeței stratului filtrant scade încît după cîțiva ani se găsește la aproape 0,50 m sub nivelul său inițial. Dacă golirea este fixă, rămîne o înălțime de apă la suprafața filtrului care nu mai poate fi golită. Este posibil de a se prevedea la golire un prag reglabil, pe o parte a lungimii sale, pentru a putea ca după fiecare curățire să se adapteze la înălțimea nivelului noii suprafețe a stratului filtrant. Durata scoaterii din funcțiune a filtrului este cu atît mai scurtă cu cît golirea este mai rapidă, depinzînd deci de capacitatea conductelor de golire.

După golirea apei de deasupra stratului de nisip și înainte de o curățire este indicat să se scadă nivelul apei cu încă 10—15 cm, astfel ca membrana filtrantă și stratul superior să fie relativ uscate și ușor de manipulat.

*Deversorul pe conducta de apă filtrată* poate fi fix sau reglabil pentru a permite ajustarea înălțimii sale în funcție de pierderea de sarcină în sistem (v. fig. 4.1).

Aceasta poate fi realizată și cu un tub de deversare telescopic, ca în figura 4.4, în care caz se poate renunța la vana de reglare a apei filtrate.

**Rolul deversorului este triplu:**

1) *De a evita presiunile negative, degajarea și reținerea de aer care ar rezulta în strat.*
2) *De a aera apa filtrată, în consecință, de a-i crește conținutul în $O_2$ și de a elimina gazele dizolvate, ca $CO_2$, care ar putea produce apă agresivă.*
3) *De a asigura ca funcționarea filtrului să fie independentă de fluctuațiile nivelului în rezervorul de apă limpezită.*

Construcția în care se află trebuie să fie în același timp foarte bine ventilată pentru a se dispune de aer oxigenat și pentru a preveni orice acumulare de gaz care ar putea să fie nociv pentru personalul de exploatare.

Scanned with OKEN Scanner

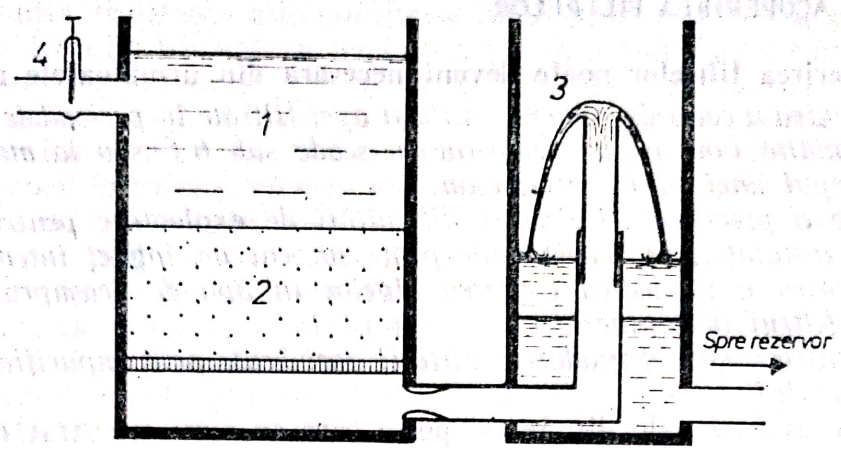



Fig. 4.4. **Sistem de comandă manuală a nivelului apei în filtru:**
*1* — apă brută; *2* — nisip; *3* — tub de deversare telescopic;
*4* — admisie apă brută.

O vană de scurtcircuitare (v. fig. 4.1) trebuie să fie prevăzută de asemenea, în scopul permiterii golirii camerei din avalul deversorului.

*Liniile de aducțiune.* Dimensiunile vanei de ieșire (fig. 4.1) și ale conductei spre rezervorul de apă filtrată trebuie să fie similare cu cele ale conductei de apă brută. Trebuie avut în vedere că filtrul odată construit, suprafața sa de filtrare este fixă, însă viteza de filtrare este reglabilă. O creștere a acestei viteze este posibilă ulterior dacă se ameliorează calitatea apei brute printr-o pretratare. Dacă conductele sînt insuficient dimensionate pentru a transporta această creștere de debit, costul pentru dublarea sau schimbarea lor va fi mai ridicat. Este deci recomandabil de a prevedea de la început conducte capabile să transporte cu 50% mai mult decît sarcina prevăzută inițial, ceea ce nu crește mult costul inițial, dar poate evita ulterior, cheltuieli importante.

*Derivația apei filtrate* este necesară în timpul perioadei de maturare a unui filtru nou sau în perioada imediat după curățire, pentru derivarea filtratului spre canal sau de a-l readuce în circuitul de apă brută, atîta timp cît activitatea bacteriană a stratului nu a fost stabilită (nu s-a format membrana biologică) și cît timp apa filtrată nu este corespunzătoare. Pentru acest scop a fost prevăzută vana *H* din figura 4.1.

*Umplerea de jos în sus în contracurent* se efectuează după curățirea stratului filtrant sau la umplerea inițială pentru a elimina bulele de aer din mediul filtrant pe măsură ce crește nivelul de apă în nisip, precum și pentru a nu se deranja nisipul la suprafața stratului. Apa filtrată utilizată în acest scop este adusă din rezervorul de apă limpede sau dintr-un alt filtru, fiind introdusă prin vana *C* din figura 4.1.

În figura 4.1 se arată de asemenea alte detalii constructive necesare a fi adoptate, ca de exemplu, realizarea în pantă a fundului bazinului filtrant, pentru golirea totală a filtrului, precum și prevederea de aerisiri pentru evitarea formării pernelor de aer în conducte și în camera vanelor.

Scanned with OKEN Scanner

### 4.4.6. ACOPERIREA FILTRELOR

**Acoperirea filtrelor poate deveni necesară din următoarele motive:**

1) *Pentru a evita degradarea calității apei filtrate în perioadele friguroase, cînd mai multe luni pe an temperatura scade sub 6°C sau la mai puțin de 2°C în timpul unei luni dintr-un an.*

2) *De a preveni cheltuieli și dificultăți de exploatare pentru scoaterea gheții din instalație, în zonele unde poate surveni un îngheț intens.*

3) *Pentru a împiedica creșterea algelor în apa de deasupra nisipului, menținînd filtrul în întuneric.*

4) *Pentru a evita degradarea calității apei brute prin impurificările aduse pe calea aerului.*

Acoperirea cu dale din beton peste care se pune un strat de pămînt, prezintă ca inconveniente faptul că pămîntul cînd este saturat de apă este foarte greu și de altfel proprietățile izolante ale pămîntului umed nu sînt satisfăcătoare. Această metodă de protecție a fost aproape complet înlocuită prin construcția de acoperișuri ușoare cu materiale izolante (de exemplu plastic expandat). Este necesar a se lua măsuri contra coroziunii structurii deoarece se poate produce o condensare puternică a apei.

Același tip de acoperiș este utilizabil și pentru a împiedica lumina solară în zonele unde este necesar a se preveni dificultățile datorite variațiilor de temperatură și creșterii algelor.

Acoperișul și structura de susținere trebuie să fie suficient de suprainălțate în raport cu suprafața filtrului spre a rămîne un acces ușor pentru evacuarea materiilor rezultate de la curățirea filtrului și a încărcării cu nisip.

## 4.5. EXPLOATAREA ȘI ÎNTREȚINEREA FILTRELOR LENTE

Unul din avantajele filtrării lente prin nisip pentru tratarea apei, avantaj care poate atrage atenția specialiștilor este simplitatea exploatării. Dacă stația a fost bine concepută și bine construită, necesită numai simple operații de rutină, neexistînd posibilitatea dereglării.

Funcționarea filtrului este determinată de viteza de filtrare, care se recomandă la ieșirea apei filtrate. Alimentarea cu apă brută, prin intermediul unei pompe sau prin gravitație de la un rezervor cu nivel constant sau de la un rezervor de acumulare cu debit constant, se poate regla printr-o vană cu comandă automată dispusă într-o cameră adiacentă, astfel încît cantitatea de apă în bazinul de filtrare să fie constantă tot timpul. Orice surplus de alimentare cu apă brută provoacă o scurgere prin orificiile de îndepărtare a spumei, iar reducerea face să scadă nivelul în bazin. Oricare ar fi sensul variației, cel care exploatează trebuie să-și dea seama de dereglarea sistemului. În cazul filtrelor foarte mici, alimentate prin gravitație, comanda se realizează printr-o vană acționată manual, care necesită un control periodic pentru a se evita deversarea apei brute (prin revărsare) sau reducerea debitului de apă tratată, prin scăderea nivelului în bazinul filtrului.

Viteza de filtrare este comandată prin singura vană de reglare de pe conducta de apă filtrată. La începutul funcționării unui filtru, vana va fi

Scanned with OKEN Scanner

parțial închisă, rezistența astfel obținută fiind egală celei care se va realiza în interiorul stratului filtrant. În mod obișnuit, în timpul funcționării trebuie să se controleze această vană și să se deschidă treptat pentru a compensa pierderea de sarcină prin colmatarea filtrului și a menține viteza de filtrare. La începutul unei perioade de exploatare, mărirea rezistenței hidraulice este aproape imperceptibilă și nu este necesară decît o foarte mică reglare a vanei. Cînd ciclul de funcționare a ajuns spre sfîrșit, pierderea de sarcină prin filtru se mărește mult, ceea ce necesită o deschidere aproape completă, semnalînd necesitatea iminentă a curățirii filtrului.

Pentru ca să existe posibilitatea unei reglări cu precizie în exploatare este necesar să se prevadă un dispozitiv de măsurare a debitului de apă filtrată pe conducta de plecare. Dintre aparatele utilizate în acest scop, cel mai satisfăcător este debitmetrul tip Venturi amplasat în amonte de vană.

Cadranul debitmetrului este dispus în apropierea pîrghiei de comandă a vanei, astfel ca operatorul să poată regla debitul prin manevrarea vanei; de asemenea, în mod curent se prevede un înregistrator automat care permite șefului de tură să controleze dacă viteza de filtrare a fost în mod continuu urmărită. În instalațiile foarte mici un reper indicînd înălțimea de curgere pe deversor sau pe marginea tubului telescopic poate înlocui debitmetrul. Acesta este un mijloc mai puțin costisitor de măsurare decît tubul Venturi, dar mai puțin precis și cu citire mai puțin ușoară.

Personalul de exploatare trebuie să întrețină în stare de curățenie bazinul filtrului și construcțiile anexe, prin evacuarea spumei plutitoare, a frunzelor și altor deșeuri prin orificiile special prevăzute. În plus, are sarcina de a preleva probe de apă brută și de apă filtrată pentru analize, la intervale stabilite.

Frecvența acestor prelevări va depinde de mărimea stației. La stațiile mari, dotate cu laboratoare proprii, prelevările se vor efectua zilnic, deoarece analiza apei filtrate reprezintă singurul mod de control semnificativ al funcționării. În situația unor stații mici, dotate numai cu 2—3 filtre pentru exploatarea cărora nu este posibil a se prevedea un laborator și personal corespunzător, trebuie făcute eforturi pentru a se asigura prelevări periodice de probe al căror analiză poate fi efectuată de către organele sanitare locale.

### 4.5.1. PUNEREA ÎN FUNCȚIUNE

**La punerea în funcțiune a filtrelor lente este necesar a se efectua următoarele operații:**

1) *Verificarea porozității plăcilor drenante.*

2) *Verificarea orizontalității deversoarelor și a uniformității distribuției debitului la diferite cuve, etalonîndu-se mirele și celelalte aparate de măsurare a debitelor.*

3) *Spălarea suprafeței pereților și a plăcilor drenante, după care se stropesc cu soluție de clorură de var.*

4) *Introducerea nisipului sortat și spălat, verificîndu-se dacă a fost respectată compoziția granulometrică stabilită, apoi se stropește și suprafața nisipului cu clorură de var 0,50 kg/m².*

Scanned with OKEN Scanner

5) *Umplerea filtrului de jos în sus cu apă filtrată pînă ajunge la 10—15 cm deasupra nivelului nisipului.*

6) *Operațiunea efectuîndu-se cu toate vanele de ieșire închise, încărcarea cu apă filtrată pe la partea inferioară are ca scop îndepărtarea bulelor de aer din interstițiile granulelor de nisip, astfel ca toată suprafața fiecărei granule să fie înmuiată. Continuarea introducerii apei pînă cînd se ajunge la nivelul la care stratul nu mai poate fi perturbat de către sosirea apei brute de sus.*

7) *Umplerea filtrului pe sus întîi mai lent, apoi mai repede, pe măsură ce grosimea pernei de apă deasupra nisipului crește, pînă la nivelul normal pentru funcționarea viitoare a filtrului.*

8) *Deschiderea vanei de ieșire și golire (evacuare) a apei filtrate la un debit corespunzător la $^1/_4$ din viteza de filtrare normală.*

9) *Punerea filtrului în funcționare continuă descărcînd apa la canal sau derivînd-o într-un alt filtru, cîteva zile (1—3 zile).* Durata acestei perioade depinde de natura apei brute; cu cît este mai curată, cu atît procesul de maturare necesită mai mult timp. În timpul acestei perioade, viteza de curgere crește progresiv pînă la valoarea normală.

Formarea membranei biologice a unui filtru este un proces lent care necesită o supraveghere minuțioasă. Cînd în apropiere există un alt filtru în funcțiune, se poate accelera *„prima maturare"* prin *„însămînțarea"* noului filtru cu material biologic extras în cursul curățirii.

Pe măsură ce maturarea progresează, pierderea de sarcină în strat crește ca urmare a înmulțirii organismelor, iar formarea membranei biologice devine puțin cîte puțin vizibilă. Aceștia sînt indicii unei maturări satisfăcătoare, însă înainte de a putea închide vana de descărcare la canal și de a dirija apa filtrată spre consumatori, trebuie ca analizele chimice și bacteriologice să arate că filtrul este în stadiu de funcționare, în condiții normale.

Dacă, din diferite motive furnizarea apei este întreruptă pe timpul unei perioade mai lungi, filtrarea este necesar să continue chiar dacă apa filtrată se aruncă la canal, deoarece după orice întrerupere de durată a filtrării, este indispensabilă o perioadă de maturare dacă se dorește menținerea calității apei filtrate.

### 4.5.2. CURĂȚIREA STRATULUI FILTRANT

Cînd, după o perioadă de funcționare a filtrului, *rezistența a crescut* pînă la un astfel de punct încît vana de reglare trebuie să fie complet deschisă, atunci este necesar a se curăți stratul de nisip deoarece orice nouă creștere a rezistenței hidraulice antrenează inevitabil o micșorare a vitezei de filtrare și respectiv a debitului. Această rezistență crește din ce în ce mai repede pe măsură ce necesitatea curățirii devine imperioasă.

Alte criterii pentru stabilirea necesității curățirii sînt: *alterarea calității apei*, datorită creșterii vitezei apei în porii membranei biologice, încît se rup părți din această membrană care încărcate cu bacterii ies împreună cu apa filtrată; cînd *pierderea de sarcină a ajuns la 0,50—1,00 m $H_2O$* sau *debitul filtrat a ajuns la 50% la filtrele cu nivel constant*, precum și *după trecerea unei perioade de timp de maximum 60 zile de la curățirea precedentă.*

Scanned with OKEN Scanner

Pentru curățirea filtrului, trebuie închisă vana de intrarea apei brute și lăsat efluentul să deverseze în rezervorul de apă limpede cît mai mult timp posibil.

Cînd apa de deasupra nisipului a fost golită, trebuie încă să se scadă nivelul apei pînă la 10—15 cm, sub suprafața nisipului. În acest scop, se deschide vana de golire la canalizare. Cînd membrana biologică este destul de uscată pentru a fi manipulată, trebuie să se înceapă curățirea, deoarece dacă stratul filtrant este lăsat prea mult timp în acest stadiu, este posibilă atragerea păsărilor necrofage care nu numai că vor polua suprafața, dar încă vor perturba nisipul la o adîncime superioară celei corespunzătoare stratului care se va îndepărta prin curățire.

*Filtrul se poate curăți manual sau mecanic.* Cînd curățirea se face manual, procedeu care se utilizează la majoritatea filtrelor, muncitorii sînt echipați cu lopeți cu vîrf pătrat, cizme și salopete dezinfectate. Lucrînd cît se poate de repede, trebuie să scoată membrana filtrantă împreună cu nisipul pe care a aderat (2—3 cm), să o strîngă și să o îndepărteze.

Cînd filtrele sînt foarte mari, se pot utiliza camioane de descărcare cu roți late, după ce suprafața din mijloc a fost decapată cu ajutorul unui tractor, de asemenea cu roți late, echipat în față cu un brăzdar. Accesul pe stratul filtrant nu trebuie autorizat altor vehicule decît celor care au fost special concepute căci altfel acestea vor perturba straturile superioare ale mediului filtrant. Din acest considerent, roabele și cărucioarele nu trebuie să se deplaseze decît pe căi de rulare (scînduri) protectoare.

Cînd membrana filtrantă este constituită în mare parte din alge filamentoase din a căror împletire se formează un covor, operațiile de curățire sînt simple. Muncitorii pot rula acest covor pe lățimi destul de mari, cu condiția ca momentul curățirii să fie astfel ales încît, covorul să nu fie nici excesiv de impregnat cu apă, nici prea uscat, deoarece altfel se rupe (este friabil). Dacă în membrana biologică sînt diatomee sau alge nefilamentoase, curățirea este mai puțin dificilă, însă este necesară o supraveghere mai riguroasă pentru a controla grosimea decapajului stratului. După îndepărtarea membranei biologice, trebuie nivelată suprafața stratului, după ce se lasă filtrul să se aerisească 2—3 zile, apoi se stropește cu clorură de var (0,50 kg/m$^2$) sau hipermanganat de potasiu. Bacteriile sînt mai puțin perturbate și perioada de rematurare este cu atît mai scurtă, cu cît stratul a fost curățit mai repede. Microorganismele care se găsesc imediat sub suprafața stratului se refac repede și se adaptează noii situații. În acest caz, o zi sau două sînt suficiente rematurării.

Succesiunea operațiilor de efectuat în timpul perioadei de rematurare este aceeași ca la prima punere în funcțiune a filtrului, însă durata lor poate fi mai scurtă. Înainte de a reumple bazinul filtrant este bine să se cureță pereții bazinului pentru a împiedica depunerea nămolului și creșterii algelor. Se reglează apoi nivelul golirii apei din bazin la nivelul deversorului de ieșire, în funcție de înălțimea noului strat. Se ridică apoi nivelul apei în strat, introducînd pe la partea inferioară apă tratată din rezervorul de apă limpezită sau din alte filtre. După ce nivelul a crescut suficient deasupra suprafeței stratului pentru a forma perna de apă, începe progresiv admisia de apă brută și se evacuează apa filtrată la canal, atîta timp cît analizele nu

Scanned with OKEN Scanner

arată că sînt satisfăcute normele de calitate. După ce se îndeplinește această condiție, se închide parțial vana de reglare a apei filtrate pentru a compensa rezistența hidraulică a stratului filtrant, care este pregătit astfel pentru un nou ciclu de funcționare.

În timpul operațiilor de curățire se impun precauții speciale în scopul de a reduce la minimum riscurile poluării suprafeței stratului de către muncitori. Se vor folosi numai cizme dezinfectate și se vor impune reguli stricte de igienă personală și control medical periodic; orice muncitor care prezintă simptome de maladii parazitare, nu trebuie să fie autorizat să intre în contact direct sau indirect cu mediul filtrant.

### 4.5.3. COMPLETAREA ȘI ÎNLOCUIREA NISIPULUI

După mai mulți ani de funcționare (20—30 curățiri), grosimea stratului filtrant va scădea, iar cînd ajunge la un nivel minim de 0,60 m deasupra suportului de pietriș va trebuie completat. Uneori la construcția unui bazin filtrant se prevede un reper, care va indica că acest nivel este atins și că este necesară reîncărcarea.

Întrucît după o lungă perioadă de funcționare, unele impurități și produși de degradare biochimică sînt antrenați și se găsesc și în adîncimea stratului filtrant este necesar să nu se facă numai o completare ci după scoaterea nisipului vechi să se spele și să se amestece cu nisip nou, verificîndu-se respectarea compoziției granulometrice.

La filtrele foarte mari unde este dificil de a fi scos nisipul afară din bazin, se scoate un strat de 0,30—0,40, m se pune deasupra, completîndu-se la adîncime cu nisip nou. Existența la suprafață a unui nisip vechi cu material activ, reduce perioada de formare a membranei biologice.

În regiunile unde nisipul nu este disponibil, se poate spăla și stoca nisipul folosit, care provine din curățirile stratului, folosindu-l ulterior pentru completare. Spălarea trebuie efectuată imediat ce nisipul a fost extras, deoarece conținînd materii organice, ar continua să consume oxigen, ar deveni rapid anaerob și va intra în descompunere, producînd substanțe generatoare de gust și miros care vor fi practic imposibil de eliminat în cursul eventualelor spălări ulterioare.

Figura 4.5 ilustrează schematic o metodă simplă de spălare a nisipului. Nisipul murdar extras din stratul filtrant este deversat într-un tambur prin fundul căruia se injectează sub presiune apă filtrată, care antrenează impuritățile în sus, mai departe agitate cu ajutorul unor palete din oțel, acționate hidraulic. Nisipul și apa curată se înapoiază în bazinul filtrant, iar apa murdară este evacuată la canalizare.

Este dificil de obținut un nisip perfect curat, care să fie la fel ca un nisip extras. Spălarea elimină rareori întregul strat organic puternic legat, care acoperă granulele și, după ce a fost expus la aer, stratul devine solid și servește ca nutrient bacteriilor.

Pentru a împiedica proliferarea microorganismelor este preferabil, dacă se prevede o reutilizare a nisipului, să se efectueze operațiile de reîncărcare iarna, chiar dacă condițiile de muncă sînt mai puțin favorabile.

Scanned with OKEN Scanner

*Prin spălare, nisipul filtrant pierde particulele sale cele mai fine și, în consecință, diametrul său efectiv, crește.* Ca urmare, impuritățile vor avea tendința să pătrundă mai în profunzime în strat, în cursul perioadelor ulterioare de funcționare, dacă nisipul nu este amestecat cu nisip nou și dacă nu se verifică compoziția granulometrică.

### 4.5.4. CURĂȚIREA CU MIJLOACE MECANICE

Curățirea manuală a straturilor filtrante nu necesită decît forță de muncă necalificată, care folosește unelte manuale, fără alte materiale sau cadre calificate, fiind necesară o relativă supraveghere competentă.

Întrucît pentru filtrele lente de mare capacitate, curățirea reprezintă un volum de muncă important, în cursul ultimelor decenii a fost introdusă mecanizarea operațiunilor de curățire și în prezent, în multe din marile orașe, există sisteme care permit efectuarea curățirii filtrelor lente cu nisip, integral — fie mecanic, fie hidraulic, pentru exploatarea cărora personalul poate fi redus la minimum necesar.

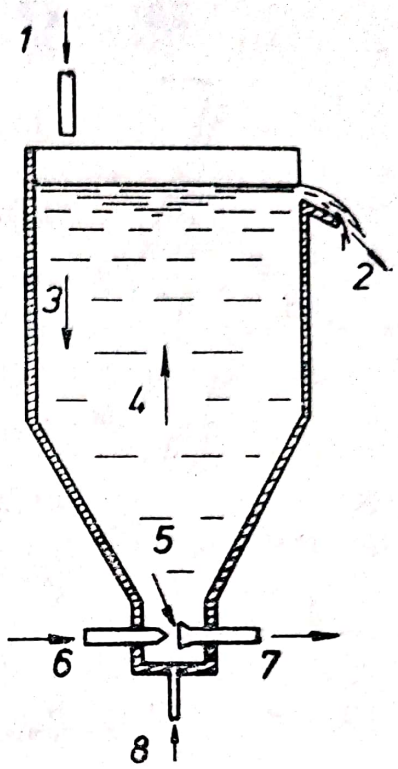



Fig. 4.5. **Instalație cu ejector pentru spălarea nisipului:**
*1* — apă încărcată cu nisip murdar; *2* — preaplin de evacuare a apei încărcate cu nisip fin; *3* — sedimentarea nisipului în contracurent; *4* — curent de apă spre preaplin; *5* — ejector; *6* — apă sub presiune; *7* — apă cu nisip spălat; *8* — introducerea apei conform cerințelor.

Primul sistem integral mecanizat a fost introdus la Metropolitan Water Board din Londra, unde, din cauza imensei suprafețe a straturilor filtrante — pînă la 4 000 m² — curățirea manuală era foarte laborioasă și dura excesiv de mult. Noul sistem a fost conceput pentru a fi utilizat pe straturile existente, evitîndu-se construirea unui bazin filtrant special. Fiecare fază a curățirii a fost mecanizată separat; în acest scop, se utilizează vehicule agricole ușoare cu pneuri late adaptate. Pentru a evita o compactare excesivă a mediului filtrant care ar conduce la o creștere a rezistenței hidraulice a filtrului imediat după curățire, presiunea pe teren trebuie să fie menținută la o valoare sub 0,34 kgf/m². Sistemul este compus din utilaje care raclează (răzuiesc) stratul de nisip pînă la o adîncime dorită (prereglată) de 1—3 cm. Prelevat de un sistem de lame decapante, nisipul este ridicat spre spatele vehiculului printr-un melc, iar un încărcător cu benzi îl descarcă într-un vagonet basculant cu care a fost dotat tractorul.

Greble speciale fixate la spatele tractoarelor, egalează suprafața stratului. Cînd este necesară efectuarea unor lucrări în adîncime, de exemplu, în operațiile de reîncărcare cu nisip, se utilizează excavatoare montate de asemenea pe pneuri late (fig. 4.6). Acest sistem, permite reducerea la jumătate a forței de muncă, însă necesită personal cu înaltă calificare. Dacă se ține seama de cheltuielile de amortizare, economiile realizate în exploatare prin

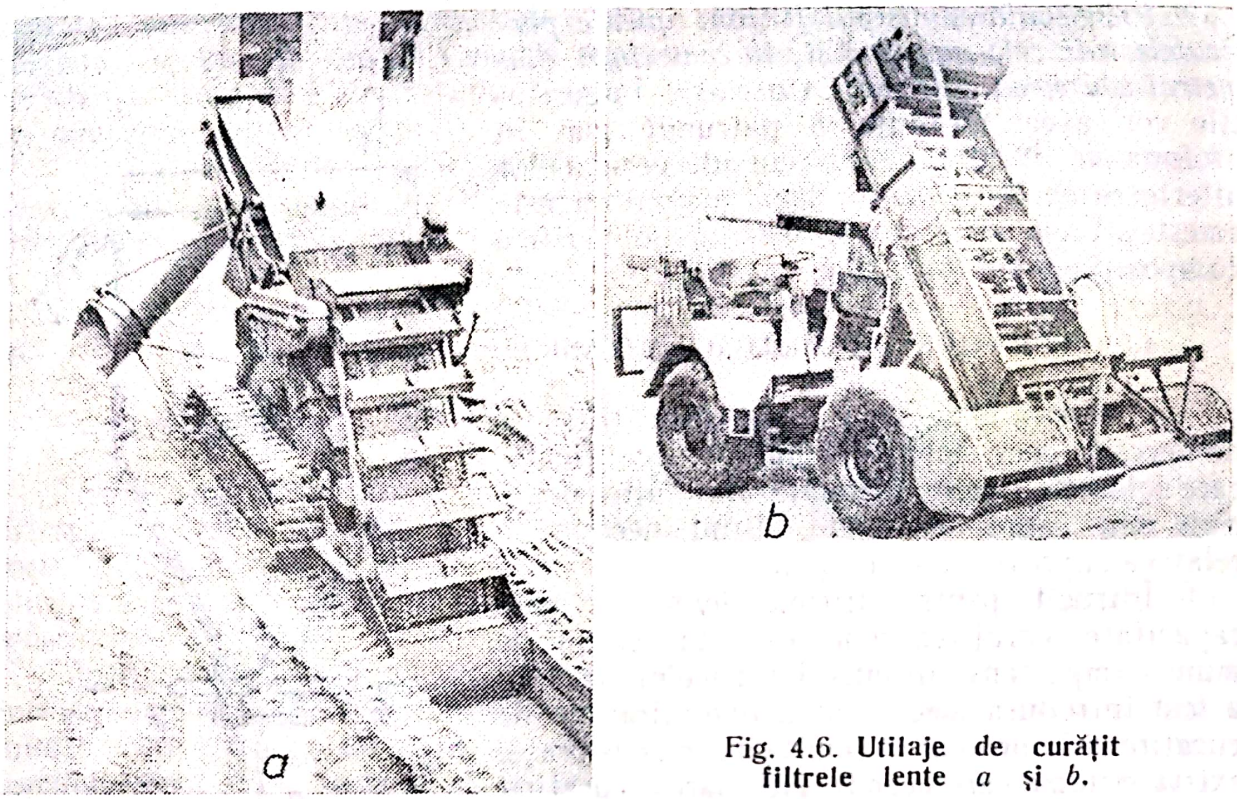



Fig. 4.6. **Utilaje de curățit filtrele lente** *a* **și** *b*.

introducerea mecanizării nu sînt spectaculoase și în plus, în prezența vehiculelor cu motoare cu explozie pe mediul filtrant prezintă întotdeauna un risc de poluare prin scurgerea de ulei. Avantajul principal este economia de timp în operațiile de curățire și, în consecință, scurtarea duratei de punere în funcțiune a straturilor filtrante, care reprezintă principala justificare a mecanizării.

Un grad mai avansat de mecanizare a fost realizat la stația de tratare din Amsterdam, unde bazinele filtrelor (25,00 x 40,00 m) sînt construite în interiorul unei construcții, de fiecare parte a unui coridor central. Fiecare filtru a fost dotat cu un pod rulant pe care este suspendat mecanismul de decapare. Nisipul filtrant este fin ($d_{10}$ = 0,12 mm; $d_{60}$ = 0,2 mm) ceea ce face ca impuritățile să nu pătrundă în adîncime. În această situație, o decapare pînă la 1 cm adîncime este suficientă, iar suprafața nisipului după trecerea utilajului rămîne perfect plană.

Lama acestui utilaj are 2,50 m lățime și înaintează cu 9,00 m/min. Un melc deversează nisipul pe o bandă rulantă, care la rîndul său îl descarcă într-un vagonet, suspendat pe podul rulant. Acest vagonet are o capacitate de 1,00 m³, suficientă pentru a primi materialul de decapare rezultat de la două benzi (treceri), pe o adîncime de 0,8 cm. Vagonetul se descarcă într-un rezervor de oțel dispus pe culoar de unde este evacuat în exterior de către un transportor. Acest sistem necesită un personal foarte redus, două persoane putînd curăți un filtru de 1 000 m² în mai puțin de 1 h 30 min.

Prima aplicare a sistemului de curățire hidraulică datează din anul 1933 la o stație de tratare pentru Compania Generală a Apelor-Paris, de către Sivade.

Scanned with OKEN Scanner

Sisteme analoage au fost instalate mai recent la Londra (1958), la Anvers (1967), la Istanbul și în alte părți.

Spălarea în contracurent este o metodă frecvent aplicată pentru curățirea filtrelor, deși prezintă unele dificultăți care împiedică aplicarea ei la curățirea filtrelor lente, avînd nevoie de mari cantități de apă în vederea curățirii suprafețelor de filtrare, care sînt mult mai mari, precum și necesitatea de a se evita o perturbare excesivă a straturilor active inferioare.

Sistemul Sivade depășește aceste dificultăți, grație unei subdivizări a straturilor în secțiuni relativ mici, care se spală rînd pe rînd, prin introducerea apei de spălare pe sus, pînă la o adîncime determinată ($\approx$ 5—10 cm; figurile 4.7 și 4.8).

Avantajele curățirii hidraulice sînt puse în evidență prin compararea diferitelor metode de curățire, considerînd un filtru lent de nisip cu suprafața de 2 000 m².

În tabelul 4.1 se compară timpul și numărul de muncitori necesari pentru curățire și repunere în funcțiune prin diferitele metode descrise. Economiile datorite mecanizării sînt reduse la filtre mici, și mult mai însemnate, la filtre cu suprafață mare.

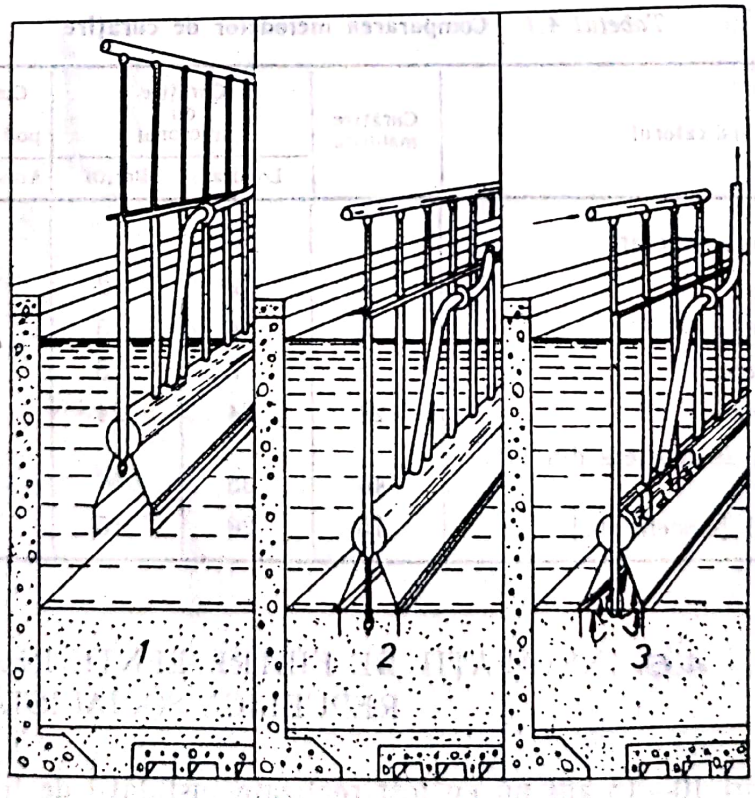



**Fig. 4.7. Fazele de lucru ale dispozitivului de spălare:**
*1* — funcționarea filtrului; *2* — coborîrea dispozitivului; *3* — spălare.

Scanned with OKEN Scanner

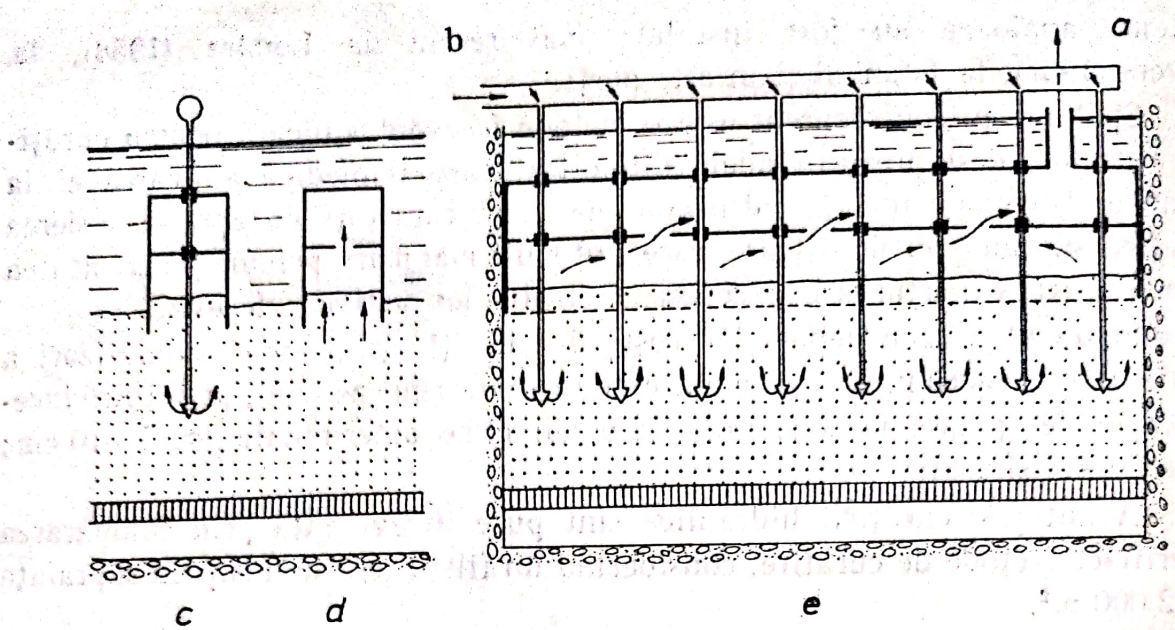



Fig. 4.8. **Schema de funcționare a dispozitivului hidraulic:**
*a* — evacuare apă de spălare; *b* — intrarea apei de spălare sub presiune; *c* — secțiune transversală la nivelul de injecție al apei sub presiune; *d* — secțiune transversală la nivelul orificiilor de aspirație; *e* — secțiune longitudinală.

*Tabelul 4.1.* **Compararea metodelor de curățire**

| Indicatorul | Curățire manuală | Curățire cu tractorul | | Curățire cu pod rulant | Curățire hidraulică |
|---|---|---|---|---|---|
| | | Londra | Berlin | Amsterdam | |
| Numărul de ore necesar: | | | | | |
| — golire | 2 | 2 | 2 | 2 | 0 |
| — curățire | 9 | 4 | 5 | 3 | 6 |
| — reumplere | 5 | 5 | 5 | 5 | 0 |
| — rematurare | 24 | 24 | 24 | 4 | 4 |
| Durata totală de scoatere din funcțiune [h] | 40 | 35 | 36 | 14 | 10 |
| Numărul total [oameni/ore] | 75 | 20 | 15 | 10 | 10 |

## 4.6. INSTALAȚII DE FILTRE LENTE REALIZATE ÎN REPUBLICA SOCIALISTĂ ROMÂNIA

În ultimii 10—15 ani nu au fost realizate instalații de filtre la noi în țară. Au fost și sînt în schimb în funcțiune instalații mai vechi de filtre lente la stații de tratare din orașele București, Oltenița, Tulcea, Galați etc.

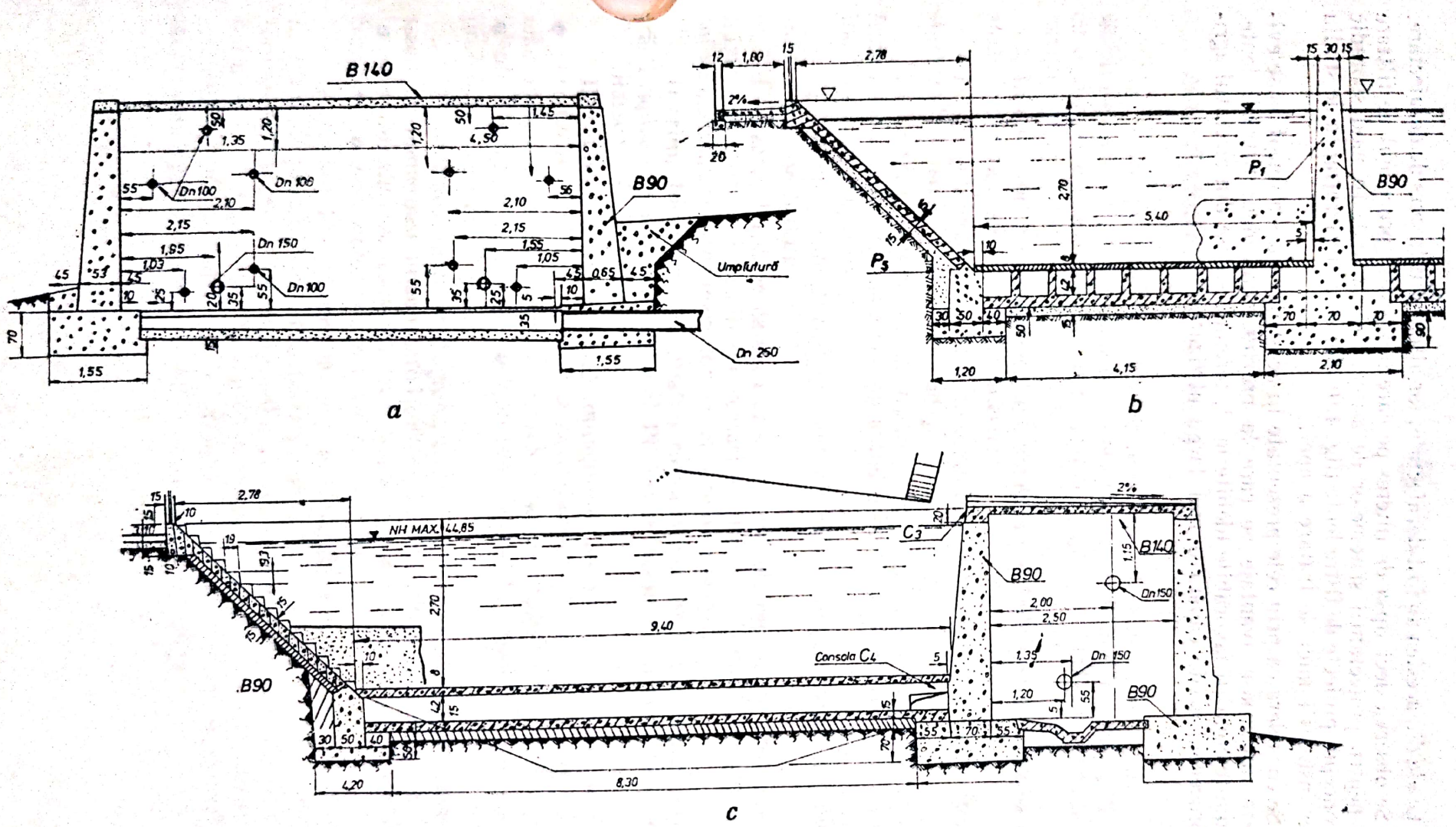



Fig. 4.9. Secțiuni prin filtre lente.

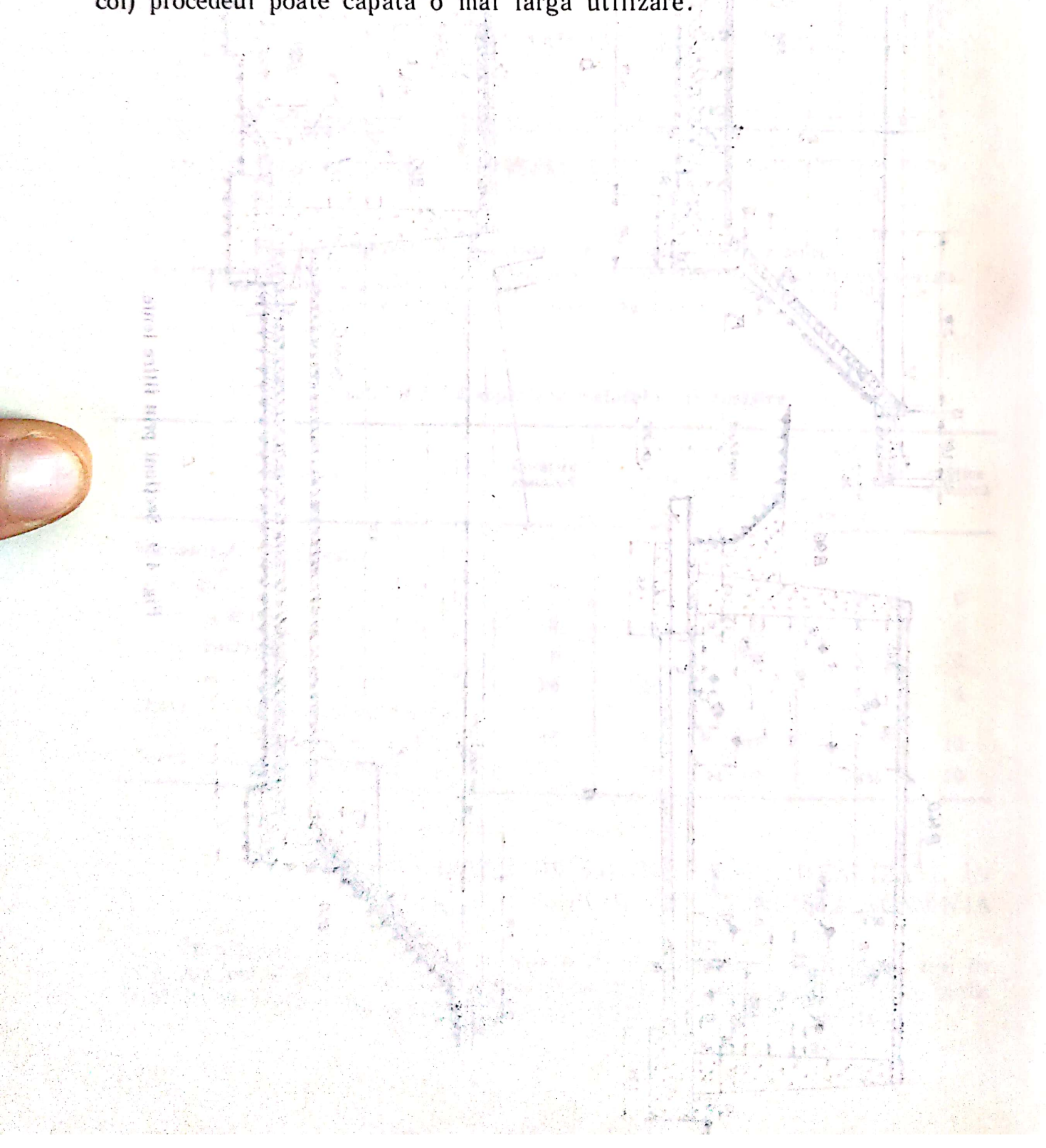


Scanned with OKEN Scanner

Unele din acestea au fost dezafectate, iar altele sînt în curs de dezafectare.

Se observă deci lipsa de interes pe care o prezintă procedeul de filtrare lentă pentru proiectanții sistemelor de alimentări cu apă. În mod sporadic s-au conceput proiecte de filtre lente (fig. 4.9), dar numai ca variantă de studiu pentru instalații mici de tratare a apei.

Se consideră că prin cele prezentate în acest capitol s-a reușit să se evidențieze numeroase avantaje pe care la prezintă procedeul filtrării lente. În anumite condiții favorabile (debite mici, terenuri scoase din circuitul agricol) procedeul poate căpăta o mai largă utilizare.



Scanned with OKEN Scanner

# 5. FILTRE RAPIDE DE NISIP

## 5.1. CONSIDERAȚII GENERALE

Introducerea metodelor chimice în practica tratării apei a condus la posibilitatea utilizării ca treaptă de limpezire a apei, filtrarea rapidă prin nisip, cu o viteză de trecere a apei prin strat de 3,00 — 12,00 m/h care în unele cazuri ajunge și la 30 m/h.

**În domeniul alimentării cu apă potabilă sau industrială, filtrarea rapidă poate fi utilizată în trei cazuri diferite:**

1) *Treaptă unică de tratare*; în cazul unor surse de apă cu turbidități constant reduse (sub 40—50 grade $SiO_2$).

2) *Treaptă preliminară de tratare pentru reducerea încărcării treptei de tratare*; în cazul unei surse de apă având o frecvență mare în ceea ce privește încărcarea în suspensii.

3) *Treaptă finală de tratare pentru a reține ultimele impurități din efluentul stației de tratare.*

Utilizarea largă pe care au căpătat-o filtrele rapide în tehnica sanitară a impus efectuarea de studii și cercetări pentru o mai bună cunoaștere a modului de desfășurare a fenomenelor de reținere a suspensiilor.

**O primă încercare de a analiza rațional comportarea și mecanismele filtrării rapide se semnalează în anul 1935 prin lucrarea cercetătorului american R. Eliassen** [30 și 55].

**De atunci, s-au elaborat numeroase lucrări, care s-au referit la:** ● *cunoașterea mai aprofundată a mecanismului filtrării apei*; ● *elaborarea unor modele matematice ale filtrării apei*; ● *problemele materialului filtrant*; ● *vitezele optime de filtrare*; ● *spălarea filtrelor*, fără însă a fi rezolvate toate problemele abordate.

De asemenea, în urma progresului realizat în celelalte ramuri ale tehnicii, **s-au adus numeroase îmbunătățiri instalațiilor auxiliare care deservesc filtrele:** ● *prin introducerea comenzii mecanizate a operațiilor legate de exploatarea filtrelor*; ● *prin automatizarea lor parțială sau totală.*

În ultimii 15—20 ani, mărirea considerabilă a numărului lucrărilor ce se ocupă de problemele filtrării apei, a permis acumularea unui fond de date teoretice și experimentale, care mai devreme sau mai tîrziu, va permite elaborarea unei teorii unitare a procesului de filtrare rapidă a apei printr-un mediu granular, cu efect imediat asupra stabilirii unor norme unitare privind proiectarea, construcția și exploatarea filtrelor rapide de nisip.

Scanned with OKEN Scanner

## 5.2. EVOLUȚIA METODELOR DE FILTRARE RAPIDĂ A APEI

**Realizările din ultimul timp se orientează pe trei direcții principale:**

1) *Elaborarea de noi metode de filtrare.*
2) *Realizarea de noi coagulanți și adjuvanți de filtrare.*
3) *Realizarea de noi echipamente de filtrare și noi tehnici de exploatare.*

**În ceea ce privește evoluția metodelor de filtrare, direcțiile principale s-au orientat spre:** ● *modul de alcătuire a stratului filtrant*; ● *sensul de circulație a apei*; ● *mărimea vitezei de filtrare etc.* (fig. 5.1).

O evoluție mai puțin evidentă a avut-o natura materialului folosit ca încărcătură filtrantă. Datorită proprietăților de suprafață, a rezistenței mari ce o prezintă la uzură, a inactivității sale chimice în prezența apei, nisipul de cuarț, a rămas materialul de bază utilizat în tehnica filtrării apei. Cu succes, dar la o scară mai redusă, sînt folosite antracitul și cocsul metalurgic granular, granatul [6, 23, 39 și 50]. În ultimul timp apar cu titlu informativ, în lucrările experimentale, alte categorii de materiale sintetice, fără a fi justificată temeinic utilizarea lor pe o scară industrială.

**În cazul încărcăturilor de nisip a filtrelor se pot distinge două tendințe care s-au manifestat:** ● *la filtrele folosite în S.U.A., U.R.S.S. și o serie de țări europene, compoziția granulometrică a stratului filtrant este crescătoare de la suprafață la radierul filtrului și de dimensiuni sub 1 mm*; ● *la tipurile de filtre folosite în Germania, Suedia și alte țări se întîlnesc granulozități mai uniforme, dimensiuni ale granulelor de nisip mai mari de 1 mm și un strat filtrant de înălțime mai mare* [1, 2, 52, 90 și 107].

Aceste deosebiri în compoziția granulometrică a stratelor filtrante impun diferențieri în exploatarea instalațiilor, mai ales la operația de spălare a filtrelor.

*La primul tip de filtre*, spălarea se face în majoritatea cazurilor numai cu apă sub presiune (și eventual spălare de suprafață).

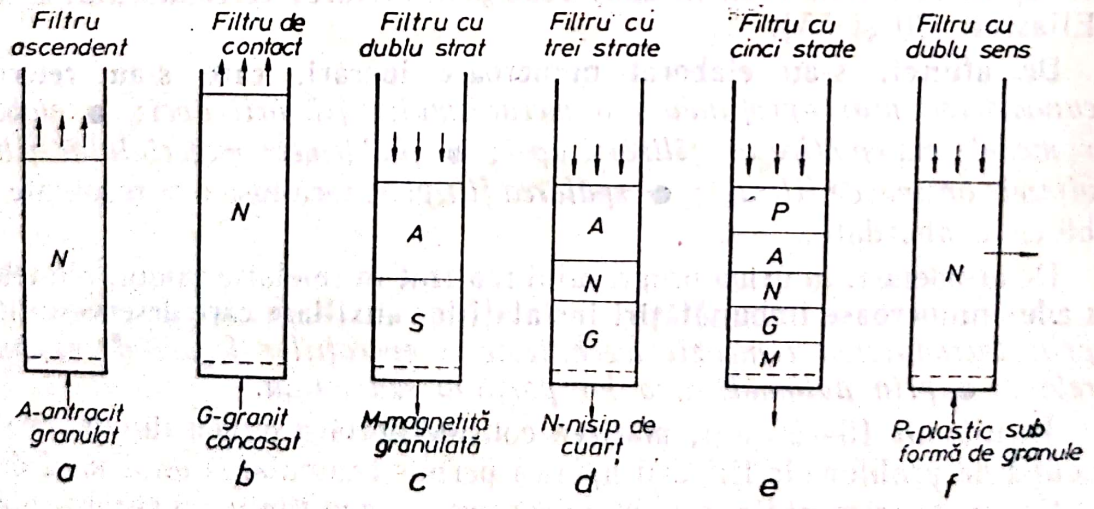



Fig. 5.1. **Tehnici noi de filtrare:**
*a* — filtru ascendent; *b* — filtru de contact; *c* — filtru cu dublu strat; *d* — filtru cu trei strate; *e* — filtru cu cinci strate *f* — filtru cu dublu sens; *A* — antracit granulat; *G* — granit concasat; *M* — magnetită granulată; *N* — nisip de cuarț; *P* — plastic sub formă de granule.

Scanned with OKEN Scanner

*La cel de al doilea tip de filtre* se utilizează în mod frecvent spălarea cu apă și aer sub presiune [6, 53 și 60].

**În scopul măririi gradului de utilizare a stratului filtrant au fost elaborate diverse tehnici de filtrare dintre care amintim:** ● *filtre multistrat*; ● *filtre cu dublu sens*; ● *filtre ascendente*; ● *filtre de contact etc.*

*Filtrele multistrat* (alcătuite din materiale granulare de naturi diferite: nisip de cuarț, antracit granulat, cocs) au apărut pentru prima dată în Anglia în anul 1916, procedeul fiind pus în practică la scară industrială în orașul Denwer (S.U.A.) în anul 1928 [30 și 111]. Apărută sub forma filtrelor cu dublu strat — mai ales antracit granulat și nisip de cuarț [53 și 97] tehnica respectivă a cunoscut o extindere apreciabilă, în prezent fiind utilizate experimental și filtre cu 5 straturi (v. fig. 5.1).

Sistemul prezintă avantaje importante mai ales în cazul utilizării unor viteze mai mari de filtrare.

**În utilizarea acestei metode trebuie să se țină seama de următoarele aspecte:** ● *stabilirea înălțimii fiecărui strat*; ● *alegerea dimensiunii granulelor*; ● *controlul calității flocoanelor.*

În straturile cu medii duble, combinația cea mai des folosită este antracitul deasupra nisipului cuarțos. În Belgia, Olanda și Franța se folosește hidroantracitul, un produs sintetic german. Greutatea specifică a antracitului variază de la 1,40 la 1,70 tf/m³ în funcție de sursa sa, cea a nisipului cuarțos fiind de 2,65 tf/m³. În U.R.S.S. se folosesc materiale ca kelmesitul și zgura, sfărîmate sau nesfărîmate, toate avînd densitatea asemănătoare cu a antracitului, precum și roci topite sfărîmate în locul nisipului cuarțos. S-au făcut experiențe privind valoarea comparativă a unor astfel de noi medii; acestea au confirmat marea lor eficiență care rezultă din porozitatea intergranulară mai mare și de suprafața dezvoltată a granulației. În Olanda, materialul folosit (1,23—1,48 tf/m³) poate fi mai puțin potrivit din cauza densității sale variabile și vulnerabilității la frecare. Pentru filtrele cu medii multiple s-au folosit în Suedia granule de PVC deasupra antracitului, iar în S.U.A. s-au folosit granule de polistiren extrus (1,04 tf/m³), dar cu mai mică eficiență de filtrare. La baza stratului filtrant mediul fiind cu densitate mare, cel mai frecvent folosit este nisipul granulat (3,8 tf/m³); sînt folosite de asemenea: corindonul (3,88 — 3,95 tf/m³), magnetitul (4,90 — 5,20 tf/m³) și ilmenitul.

Detaliile privind grosimea stratului diferă mult; de exemplu, în Olanda se folosește grosimea totală a stratului de 1,30 — 1,50 m, uneori mai mare de 2,00 m, fie că predomină antracitul sau nisipul. Grosimea fiecărui mediu este de regulă cuprinsă între 0,50 și 1,00 m, dar uneori, stratul de nisip este mai gros de la 1,50 — 2,00 m. În Finlanda grosimea stratului de antracit tinde să predomine, de exemplu 0,70 antracit față de 0,30 m nisip, în timp ce în U.R.S.S. și în Spania sînt citate grosimi egale. În Anglia tendința a fost de a se înlocui 30—60% din nisip cu antracit.

Principala îmbunătățire rezultată în urma folosirii straturilor filtrante cu medii duble este reducerea pierderii de presiune la o viteză de filtrare dată. Acest efect poate fi folosit avantajos pentru extinderea ciclurilor de filtrare la viteze existente sau pentru sporirea vitezelor existente, menținînd lungimi acceptabile ale ciclului. Capacitatea nominală totală de filtrare poate spori chiar cu 100% prin această tehnică.

Scanned with OKEN Scanner

În majoritatea țărilor, compoziția granulometrică a antracitului folosit este influențată din motive economice și practice, de sortul (categorie, calitate) comercial care este ușor disponibil. În Anglia s-a folosit antracit cu dimensiunea de 1,25 — 2,5 mm, iar în Suedia categoria disponibilă pe cale comercială are dimensiunea de 1,6 — 2,5 mm. În Spania se folosește antracit cu mărimea reală de 1,4 mm și cu coeficientul de uniformitate de 1,4, iar în Finlanda și U.R.S.S. se folosesc dimensiunile granulelor de la aproximativ 1 — 2 mm. În Germania se folosesc granulele cu dimensiuni de la 2 — 3 mm de hidroantracit sau tuf calcaros poros, cunoscut sub numele de filtmaterial. Alegerea granulozității relative a nisipului și antracitului se poate baza pe asigurarea dintre proprietățile de fluidizare ale celor două medii.

Rezultatele testelor pe filtru-model realizate de Rond Water Board (Africa de Sud), arată că tipul de adjuvanți de coagulare și floculare folosiți în pretratarea apei brute are o importanță deosebită asupra alegerii mărimii reale a mediilor și îndeosebi, stratul de vîrf al straturilor filtrante cu medii duble. Dacă se folosesc drept reactivi laptele de var și silicea activată, mărimea reală a stratului de antracit trebuie să fie de ordinul a 0,9 mm, putînd să sporească pînă la 1,1 mm. Testele au arătat că alegerea mărimii granulelor depinde de asemenea de doza chimică reală (efectivă) și de viteza de filtrare.

*Filtrarea în dublu sens* a fost aplicată prima dată în Anglia sub forma unor filtre sub presiune, realizate de firma Candy în anul 1922 [59], dar punerea la punct a acestui sistem a fost realizată în U.R.S.S. în anii 1949 — 1951 la Academia de Gospodărie Comunală (A.K.H.) [50, 87 și 94], (v. fig. 3.6).

În filtrele A.K.H., ca și în alte tipuri similare (IMACTI), stratul filtrant propriu-zis este separat în două zone de circulație (cu sens ascendent și cu sens descendent) echilibrîndu-se forțele hidrodinamice ascendente, care se nasc în stratul de nisip inferior.

Modul de repartizare a debitelor între cele două sensuri de curgere a apei depinde de rezistențele hidraulice întîmpinate pe fiecare din cele două sensuri [107]. Rezistențele hidraulice vor fi determinate de modul de alcătuire al stratelor filtrante și de rețeaua de distribuție și colectare a apei. Productivitatea unui filtru cu dublu curent este mult mai mare decît a filtrelor cu curent ascendent, deoarece la condiții egale de funcționare se pot realiza viteze mai mari de filtrare.

*Filtrarea ascendentă* a fost utilizată în jurul anului 1930 în Australia, iar mai tîrziu această metodă de filtrare, bazată pe o nouă concepție a coagulării prin contact a fost aplicată în U.R.S.S. începînd cu anul 1945 [41 și 67]. În Olanda ea a permis elaborarea filtrelor Immedium [104], (v. fig. 3.7).

Limpezitoarele de contact sînt destinate pentru filtrarea apei cu un conținut de suspensii (incluzînd suspensiile stabilite și de coagulant) nu mai mare de 150 mg/l. [69]. Apa de limpezit împreună cu coagulantul și adjuvantul, se introduce printr-un sistem de drenaj de mare rezistență sub stratul suport de pietriș și circulă de jos în sus, străbătînd apoi stratul de nisip. La o dimensiune medie a granulelor de 0,8 mm, viteza nu trebuie să depășească 5,00 — —5,50 m/h. La o viteză mai mare există pericolul fluidizării nisipului din stratul filtrant. Primejdia punerii în suspensie a stratului filtrant crește pe măsura colmatării porilor cu impuritățile conținute în apă.

Scanned with OKEN Scanner

În acest mod, productivitatea unui filtru cu curent ascendent de apă este limitată de pericolul *„fluidizării"* părții superioare a stratului filtrant, ceea ce face ca din punct de vedere al vitezei de filtrare să nu poată atinge în acest caz performanțe mai ridicate decît cele ce se pot obține și cu filtrele rapide de tip obișnuit.

Pentru evitarea pericolului fluidizării stratului firma IMACTI propune un filtru „Immedium cu grilă" — ce constituie și obiectul unui patent. Noutatea constă în prevederea unui grilaj cu bare, care împiedică mișcarea ascendentă a nisipului în timpul procesului de filtrare.

Astfel, viteza de filtrare poate fi mărită în cazul tratării cu coagulant la 6,00 — 10,00 m/h.

Una din ultimele și foarte promițătoare inovații o constituie *procesul de filtrare „microfloc"* utilizat în S.U.A. **Metoda se deosebește de procesul clasic al filtrării rapide prin nisip prin următoarele caracteristici:** ● *mediul filtrant este gradat începînd de la fracțiunile grosiere la cele fine în direcția curentului*; ● *apa coagulată este tratată cu un floculant polielectrolitic înaintea intrării în filtru*; ● *doza de coagulant necesară este determinată funcție de calitatea finală cerută apei*; ● *stratul filtrant are două funcții: bazin de floculare și filtru.* Metoda de utilizare a floculanților este mult apreciată și în U.R.S.S. unde s-a editat chiar un *„Manual de aplicare a floculanților pentru tratarea apei potabile la lucrările municipale"* [89 și 97]. Este scoasă în relief calitatea floculanților de a accelera procesul de adeziune a particulelor la granulele stratului filtrant și la mărirea stabilității sedimentelor acumulate în porii materialului filtrant. Efectul tehnologic obținut în acest caz constă în îmbunătățirea calității apei filtrate și în creșterea duratei ciclului de filtrare.

Problema esențială a procedeului *„microfloc"* și care a permis și reconsiderarea tehnicilor de filtrare, amintite mai înainte, constituie tehnica utilizării floculanților sau ajutorilor de filtrare [55 și 90].

**Eficacitatea floculanților depinde de un număr de factori printre care se pot cita:**

1) *Proprietățile floculantului însuși (greutatea moleculară, structura și forma moleculelor polimerizate, numărul de lanțuri active din molecule).*
2) *Proprietățile apei ce trebuie tratată și a particulelor în suspensie (temperatură, pH-ul, gradul de mineralizare al apei, concentrație, natura și potențialul zeta al particulelor).*
3) *Doza de floculant.*
4) *Ordinea de aplicare a floculanților față de alte chimicale utilizate.*

Stabilirea tipului de floculant recomandabil, a dozei optime și a punctului de introducere a acestuia se face prin teste de laborator, cu utilizarea apei de tratat și prin încercări care să modeleze procesul tehnologic respectiv.

Un aspect căruia i se atribuie importanță din ce în ce mai mare de către specialiști este problema optimizării ciclului de filtrare.

Observațiile teoretice și practice arată că în timpul ciclului filtrant calitatea filtratului și pierderea de sarcină variază. În general, turbiditatea scade în prima perioadă de funcționare (primul filtrat), rămîne constantă pentru o perioadă considerabilă și apoi începe să crească, rezultînd un filtrat de slabă calitate. În paralel, pierderea de sarcină crește continuu, aproximativ liniar, dacă nu există o colmatare de suprafață. Valorile limită ale pierderii de sar-

Scanned with OKEN Scanner

cină sînt impuse de condițiile hidraulice ale instalației, iar ale turbidității de cerințele de calitate ale consumatorilor. Cînd ambele limite sînt atinse simultan, filtrul este exploatat optim.

Un filtru poate fi adus în stare optimă de exploatare printr-o reglare corespunzătoare a debitului, a adîncimii stratului, a mărimii granulelor de nisip și a dozei de coagulant sau adjuvant etc. [23, 33, 48 și 80].

Din toate aceste posibilități de exploatare a filtrelor optime tehnologice, una va produce apa filtrată la cost scăzut. Acesta este optimul economic și este determinat de mărimea filtrului, costul bazinului, drenajul, echipamentul hidraulic etc., ca și de perioada de amortizare a capitalului.

Acceptarea acestui principiu a permis specialiștilor firmei Degremont [80 și 142] să găsească o metodă de determinare a compoziției granulometrice optime a nisipului ce trebuie utilizat ca material filtrant, în funcție de caracteristicile suspensiilor (coeziune).

După părerea specialistului olandez I.L. Huisman [54], optimizarea ciclului filtrant se realizează în bune condiții, în cazul unor încărcături cu un coeficient de neuniformitate scăzut (<1,25) și o grosime de strat mai mare (> 1,00 m).

Alți specialiști, (A. Gur — 1969) [61] au elaborat chiar o-funcție de cost care oferă posibilitatea stabilirii unui minim.

Prezentarea grafică a acestei funcții (fig. 5.2) indică un singur minim: la o viteză de 20,00 m/h și o adîncime a stratului de aproape 4,00 m, forma graficelor indică o mai mică sensibiilitate a funcției de cost la variația grosimii stratului filtrant, dar o mare sensibilitate la variațiile debitului de filtrare.

O metodă recentă o constituie filtrarea uscată.

Filtrarea „*uscată*" este aplicată ca fază brută pentru apele cu calitate îndoielnică, îndeosebi pentru cele care prezintă concentrații mari de amoniu și fenoli. Principiul filtrării uscate este acela că influentul este pulverizat pe un strat de nisip amestecat cu pietriș pentru a antrena cît mai mult oxigen

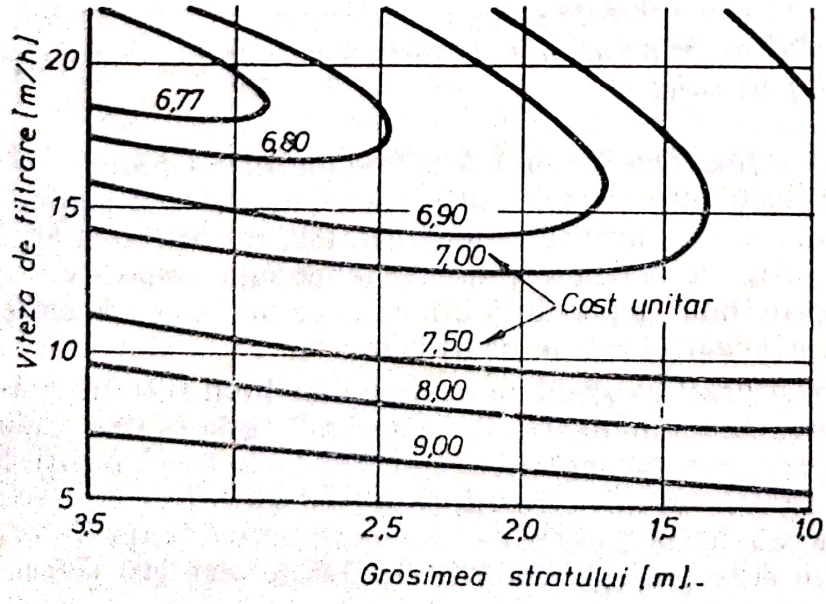



Fig. 5.2. **Prezentarea grafică a funcției de cost** [48].

atmosferic. Curgerea prin strat, care este de obicei mai adînc decît la un filtru gravitațional rapid și de tip tradițional, are un caracter turbulent, deoarece aerul din goluri reduce zona de curgere. Turbulența în pori facilitează preluarea oxigenului pentru procesul de oxidare.

În cazul filtrării rapide sau lente, prin stratul de nisip cantitatea de $O_2$ dizolvată în apă este insuficientă pentru oxidarea corespunzătoare a cantităților considerabile de amoniac, compuși fenolici sau alți compuși organici, ca cei care pot fi prezenți în apele de calitate inferioară ale rîurilor din zonele aglomerate. Produșii insolubili de oxidare ai sărurilor feroase și manganoase sînt de asemenea reținuți în filtrele neimersate. Un filtru neimersabil poate trata un efluent conținînd pînă la 10 mg/l amoniac, îndeosebi dacă efluentul este introdus prin diuze rotative.

Filtrele neimersate se aplică de mulți ani pentru îndepărtarea poluanților oxidabili din apa brută de proastă calitate — în Anglia și Franța. Filtrele neimersate sînt folosite în mod curent în Olanda pentru tratarea apei rîului Rin și au de obicei un strat adînc de 1,50 — 2,00 m, strat de nisip cu dimensiunea granulelor de 1,2 — 1,7 mm. Dimensiunea porilor este aproape de 3 ori mai mare decît la un filtru clasic.

În Germania, principiul filtrării prin pulverizare se folosește în combinație cu un sistem tradițional de curgere (curent) descendentă pentru îndepărtarea fierului.

În U.R.S.S. s-au realizat încercări cu scopul sporirii vitezei de curgere în filtrele cu dublu sens (A.K.H.) prin înlocuirea părții de sus a stratului din regimul de curgere descendentă cu antracit și astfel de filtre s-au aplicat în practică. S-au realizat norme acceptabile de calitate cu viteze de filtrare de 15,00 — 18,00 m/h. În astfel de instalații, forța descendentă care rezistă fluidizării este redusă deoarece antracitul este mai ușor decît nisipul pe care l-a înlocuit și rezistența descendentă la înaintare este mai mică. Prin urmare este posibil și necesar să se sporească viteza de filtrare în regimul de curgere descendentă, dar cantitatea totală mărită de material care trece prin instalație este mică deoarece regimul de curgere ascendentă își aduce cea mai mare contribuție.

În numeroase lucrări se fac referiri la filtrarea prin *curgere radială*.

Factorul semnificativ, unic pentru acest tip de filtrare este acela că produce o viteză de curgere prin mediile de filtrare care se reduce pe măsură ce crește distanța de la orificiul central de admisie. Reducerea treptată a vitezei de curgere înlesnește pătrunderea mai masivă în filtru a solidelor în suspensie și un tip îmbunătățit de creștere a pierderii de presiune în comparație cu un filtru cu suprafață constantă. Totuși, nu există nici o garanție că această implicație geometrică va asigura o distribuție ideală a solidelor.

Instalațiile pentru curgerea radială sînt în general, aplicate pe scară mică. În Anglia, există instalații experimentale de tip pilot sau la scară mică, la multe universități.

Trei instalații cu curgere radială sînt folosite de Metropolitan Water Board — Londra, pentru îndepărtarea turbidității anorganice din apa de la o fabrică de cretă. Aceste instalații tratează un debit total de 4,5 mil. $dm^3/zi$ și cuprind un proces continuu de spălare a nisipului și de recirculare prin care se evită întreruperile producției de filtrare.

Scanned with OKEN Scanner

Cu toate realizările importante obținute în domeniul filtrării apei, menționate anterior, la care se pot adăuga încă multe altele (filtre automate fără vane, filtre cu funcționare continuă etc.), în ciuda numeroaselor lucrări de studiere a procesului de filtrare, în prezent nu au fost rezolvate toate problemele legate de proiectarea și exploatarea acestor instalații. Dimpotrivă, studiile și cercetările efectuate nu au făcut decît să indice căile de urmat pentru a se lămuri condițiile optime de desfășurare.

La nivelul cunoștințelor existente, studiile și cercetările care urmează să se facă în viitor sînt de natură foarte complexă și ca atare, necesită aportul unor cercetări din domenii diferite și o aparatură specială, adaptată scopului urmărit.

## 5.3. ALCĂTUIREA FILTRELOR RAPIDE

Numărul foarte mare de tipuri de filtre rapide elaborate în prezent au totuși un același punct de plecare, filtrele rapide clasice gravitaționale. Deoarece în capitolele de evoluție a tehnicilor de filtrare s-au prezentat modificările aduse într-o direcție sau alta față de filtrele rapide clasice, în prezentul capitol se vor face referiri la acest tip de instalație.

Imaginea unui filtru gravitațional deschis este prezentată în figura 5.3.

**Principalele elemente componente ale unui astfel de filtru sînt:**

1) *Sistemul de admisie a apei decantate* care poate fi realizat dintr-o conductă cu ramificații pe fiecare cuvă sau dintr-un canal cu ferestre laterale în dreptul fiecărei cuve. Sistemul trebuie astfel conceput încît să asigure: ● păstrarea integrității flocoanelor din treapta anterioară de tratare; ● viteza de circulație a apei, în sistemul de distribuție se recomandă să nu depășească 0,60 — 1,00 m/s; ● repartiția uniformă a debitelor pe cuvele de filtru indiferent de numărul, așezarea și poziția față de sensul de curgere a apei; ● admisia apei în fiecare cuvă să poată fi reglată în funcție de condițiile de exploatare a filtrului.

2) *Cuva filtrului* reprezintă o construcție în cele mai multe cazuri din beton armat, dar uneori și din metal, care înglobează în ea toate elementele necesare alcătuirii unui filtru destinat producerii unei ape de calitate corespunzătoare unui consum potabil sau industrial.

Forma în plan a acestora poate fi pătrată sau dreptunghiulară cu o suprafață care poate ajunge la $\approx 100$ m$^2$. Dispunerea cuvelor în plan în cadrul unei stații de filtrare depinde de numărul și suprafața cuvelor. Acest obiectiv poate căpăta o optimizare tehnico-economică în funcție de indicii specifici care se referă la: ● consumul de materiale; ● cheltuielile de întreținere și exploatare; ● suprafața construită; ● debit maxim posibil a fi tratat.

3) *Jgheaburile de repartiție a apei* brute și colectare a apei de spălare au rolul de a asigura uniformitatea desfășurării celor două operații în funcție de suprafața filtrului. Dispunerea lor în plan, secțiunea acestora, numărul lor depind de realizare acestui obiectiv.

Suplimentar se mai impune o condiție legată de stratul filtrant. Poziția pe verticală a jgheabului trebuie astfel realizată încît să se evite:

Scanned with OKEN Scanner

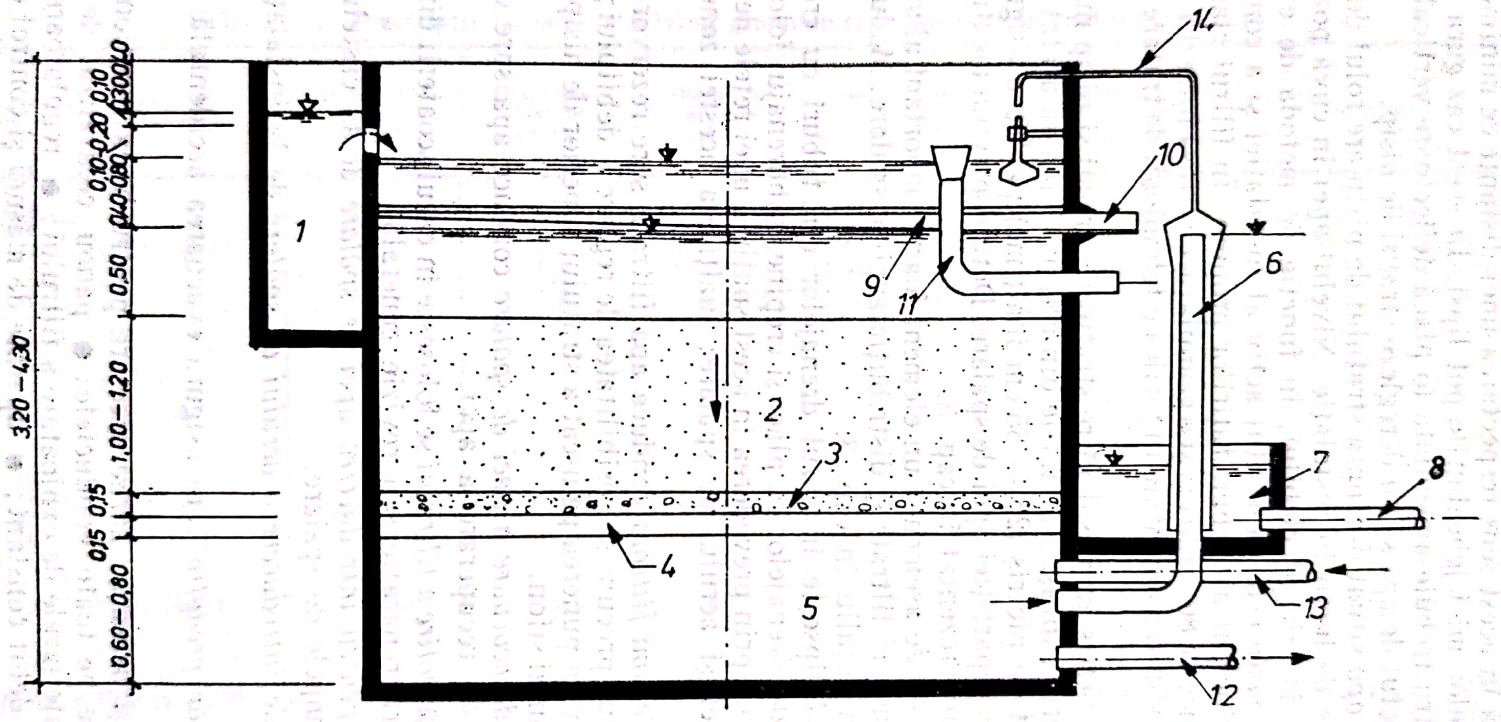



**Fig. 5.3. Filtru cu debit variabil și nivel crescător:**

*1* — apă decantată; *2* — strat filtrant; *3* — strat de pietriș; *4* — drenaj; *5* — subdrenaj; *6* — dispozitiv de menținere a unui nivel minim; *7* — bazin aval; *8* — apă filtrată; *9* — jgheaburi; *10* — evacuare apă de spălare; *11* — preaplin; *12* — golire filtru; *13* — admisie apă și aer de spălare; *14* — dispozitiv de amorsare.

● dereglarea suprafeței încărcăturii filtrului în timpul funcționării
● evacuarea de nisip în timpul procesului de spălare cu apă—aer.

Se recomandă în acest sens respectarea unei distanțe de minimum 90 cm.

În cazul cuvelor mici jgheaburile pot lipsi. În acest caz gura de intrare a apei brute în filtru trebuie amenajată (o placă deflectoare verticală sau orizontală) astfel ca jetul de apă să nu deregleze stratul de nisip.

4) *Stratul de apă* situat deasupra stratului de nisip are rolul de a asigura o anumită presiune de lucru în instalație. Nivelul apei în cuvă poate fi constant sau variabil în timpul ciclului, în funcție de metoda de exploatare.

5) *Stratul de nisip* este elementul activ al instalației și a constituit un timp obiectivul principal al îmbunătățirilor propuse. În filtrul clasic stratul de nisip are o înălțime de 80—120 cm și o granulație cuprinsă între 0,7 și 2,0 mm. Cele două elemente sînt reglementate în țările cu tehnologii de tratare mai avansate (tabelul 5.1).

6) *Stratul de pietriș* amplasat între stratul de drenaj și nisip nu este prevăzut în toate cazurile, totuși cercetările din ultimul timp au arătat utilitatea unui astfel de strat de pietriș (25 — 35 cm înălțime) pentru a asigura o mai bună uniformitate a repartiției apei de spălare. Detalii privind alcătuirea stratului de pietriș s-au prezentat în cap. 3.

7) *Drenajul* este de asemenea un element foarte important al unui filtru, asigurînd colectarea apei filtrate și distribuția apei de spălare. Modul de alcătuire este tratat în detaliu în cap. 3.

8) *Subdrenajul* lipsește în cazul drenajelor din tuburi cu crepine. În ultimul timp în cazul drenajelor cu plăci și crepine, subdrenajul folosește la o compensare orizontală prin prevederea în acest spațiu a unei rețele de conducte pentru admisia apei și aerului de spălare; înălțimea acestei zone este de 40—50 cm.

9) *Conducta de apă filtrată* conduce apa filtrată spre rezervor, are prevăzut un debitmetru, precum și posibilitatea de reglare a debitului; în unele cazuri pentru a se evita punerea pe uscat a stratului superior de nisip, se poate amenaja sub forma unui sifon.

10) *Conducta de evacuare a apei de spălare* conduce apa spre canalizare sau spre sistemul de recuperare a apei.

11) *Conducta de golire a filtrului* se folosește în cazul scoaterii din funcțiune a filtrului pentru reparație sau revizie generală.

12) *Conducta pentru introducerea apei de spălare* de la castelul de apă sau direct de la pompele de spălare.

13) *Conducta de introducere a aerului de spălare* de la instalația de aer comprimat.

14) *Conductă de preaplin* care asigură evacuarea accidentală a apei la canalizare.

15) *Instalații și armături anexe* necesare pentru buna funcționare a filtrului sînt: ● vane pe toate conductele; ● panou centralizat de comandă a vanelor pentru toate fazele de exploatare a filtrului; ● regulatoare de debit în cazul filtrelor cu debit constant; ● aparate de măsură și control cu afișare la panoul de comandă (viteză de filtrare, pierdere de sarcină, conductă de apă filtrată).

Scanned with OKEN Scanner

*Tabelul 5.1.* **Prescripții normative privind granulometria nisipurilor pentru filtre rapide**

| Denumirea normativului sau a prescripției | Diametrul minim [mm] | Diametrul maxim [mm] | Diametrul eficace [mm] | Coeficientul de neuniformitate | Grosimea stratului filtrant [cm] | Observații |
|---|---|---|---|---|---|---|
| STAS 1712-60 | —0,5 | 3,0 | 0,65—1,0 | 1,50—2,50 | 90 | [1])Normele din U.R.S.S. prevăd un diametru echivalent dedus prin relația: $d_{ec} = \frac{1}{\frac{P_i}{d_i}}$ |
| Norme din U.R.S.S. [69] | —0,5 | 1,2 | 0,7[1])—0,8[1]) | 2,00—2,20 | 70— | |
| | —0,7 | 1,5 | 0,9[1])—1,0[1]) | 1,80—2,00 | 120—130 | |
| | —0,9 | 1,9 | 1,1[1])—1,2[1]) | 1,50—1,70 | 180—200 | |
| Norme din S.U.A. [54] | 0,4—0,55[2]) | 0,8—2,0 | 0,4 — 0,55 | 1,35—1,75 | 60—75 | [2]) Se prescrie $d_{10}$ |
| Norme din Anglia [60] | 0,5 | 1,0 | — | — | — | |
| Norme din R.F.G. [106] | 0,5 | 1,0 | — | — | 60—120 | [3]) Prescripții pentru ape foarte tulburi |
| | 1,0[3]) | 2,0[3]) | — | — | — | |
| Prescripții din Franța [142] | — | — | 0,6—0,8 | Mai mic decît 2,0, dacă se poate 1,5 | Se determină după condițiile specifice | Granulozitatea curentă folosită în Europa |
| | | | 0,9—1,0 | — | | |

## 5.4. DIMENSIONAREA FILTRELOR RAPIDE

**Suprafața filtrantă necesară:**

$$S_f = \frac{Q_{st}}{V_f} \text{ [m}^2\text{]}; \tag{5.1}$$

$Q_{st}$ = debitul total al stației de tratare în care sînt incluse și nevoile tehnologice [m³/h];

$V_f$ = viteza de filtrare [m/h] cuprinsă între 5,00—10,00 pentru alimentare cu apă potabilă și între 8,00—20,00 m/h pentru alimentarea cu apă industrială sau tratări speciale.

**Suprafața unei cuve filtrante:**

$$S_c = \frac{S_f}{n} \text{ [m}^2\text{]}; \tag{5.2}$$

$n$ = numărul de cuve.

Suprafața filtrului se alege astfel ca să fie cuprinsă între 20,00 și 100,00 m², pentru a se asigura dimensionarea corespunzătoare a sistemului de spălare.

**Numărul de cuve** $n$ este indicat să fie mai mic de 24 și poate rezulta din calcule tehnico-economice:

$$n = \frac{1}{2} \cdot \sqrt{S_f}. \tag{5.3}$$

Verificarea dimensionării se face în condițiile scoaterii din funcțiune a unei cuve pentru spălare sau repartiție.

**Dimensiunea conductelor** se stabilește în funcție de vitezele de circulație admisibile ale apei:

| | |
|---|---|
| *Apă decantată* | *0,60—1,00 m/s* |
| *Apă filtrată* | *1,00—2,50 m/s* |
| *Apă de spălare* | *2,00—2,50 m/s* |
| *Colectare apă spălare* | *0,60—0,80 m/s* |
| *Aer sub presiune* | *12,00 m/s* |

**Volumul de apă de spălare necesar pentru un filtru:**

$$V_{apă} = S_f q_{sp} t_{apă} \cdot \frac{1}{1\,000} \text{ [m}^3\text{]}; \tag{5.4}$$

$S_f$ = suprafața unui filtru [m²];

$q_{sp}$ = intensitatea specifică de apă de spălare [l/s.m²] are valori între 5 și 15 l/s.m² în funcție de granulația stratului;

$t_{apă}$ = durata spălării = 10 ... 20 min.

**Debitul de spălare:**

$$Q_{sp_{apă}} = q_{sp} \cdot S_f \text{ [l/s]}. \tag{5.5}$$

**Volumul de aer de spălare:**

$$V_{aer} = \frac{S_f \, q_{sp\ aer} \, t_{aer}}{1\,000} \text{ [m}^3\text{]}; \tag{5.6}$$

Scanned with OKEN Scanner

$q_{sp\,aer}$ = intensitatea specifică de aer de spălare [l/s. m²] cu valori uzuale de 18—20 l/s.m²;

$t_{aer}$ = timpul de spălare cu aer = 3 ... 5 min.

**Debitul de aer de spălare:**

$$Q_{sp\,aer} = q_{sp\,aer} \cdot S_f \text{ [l/s]}. \tag{5.7}$$

Pentru asigurarea unei evacuări uniforme a apei de spălare din filtru, distanța dintre axele jgheaburilor se recomandă de 1,50—2,50 m.

**Secțiunea transversală a jgheabului:**

$$S_j = \frac{q_{sp\,aer} S_f}{1\,000\, n_j v_j}; \tag{5.8}$$

$n_j$ = numărul de jgheaburi;

$v_j$ = viteza în secțiunea finală a jgheabului [m/s];

$S_j$ = suprafața secțiunii jgheabului [m²].

Dimensionarea drenajului în cazul plăcilor cu crepine presupune stabilirea numărului de crepine pe 1 m² (40—70 crepine/m²) de drenaj, în pierderea de sarcină prin crepină, care este în funcție de tipul acesteia.

**Dimensionarea drenajului cu tuburi presupune parcurgerea următoarelor etape:**

— stabilirea diametrului conductei principale ($v_1$ = 1,00 ... 1,50 m/s);

— stabilirea diametrului ramificațiilor ($v_2$ = 1,50 ... 2,00 m/s);

— determinarea pierderilor de sarcină $H$ prin drenaj, pentru care V.A. Kleaciko propune relația:

$$H = 8 \frac{V_1^2}{2g} + 10 \frac{V_2^2}{2g}; \tag{5.9}$$

— determinarea raportului $K$ între $S_f$ — suprafața filtrului și $S_0$ — suprafața orificiilor drenajului prin relația:

$$k = \frac{q_{sp}}{10\, \mu\, 2\, gH}; \tag{5.10}$$

$\mu$ = coeficient = 0,62.

În general $k$ rezultă de ordinul a 0,20—0,50, iar suprafața orificiilor va rezulta:

$$S_0 = \frac{k S_f}{100} \text{ [m²]}. \tag{5.11}$$

Cunoscînd suprafața orificiilor $S_0$, precum și diametrul orificiilor (0,6—1,2 cm) se poate stabili numărul total de orificii.

Apoi se poate determina viteza de circulație a apei prin orificii, care rezultă de ordinul a 5,00—6,00 m/s.

**Înălțimea totală a cuvei unui filtru se va stabili prin însumarea următoarelor dimensiuni:**

$h_{sd}$ = înălțimea zonei de subdrenaj; poate lipsi în cadrul conductelor cu crepine puse direct pe radier; în cazul drenajelor simple de plăci cu crepine poate fi de 30—40 cm; cînd se asigură și o

compensare orizontală prin rețele de tuburi poate ajunge la 60—80 cm;

$h_{dr}$ = înălțimea (grosimea drenajului propriu-zis) 15 cm la plăcile cu crepine poate fi de 25—35 cm la tuburi cu crepine;

$h_p$ = înălțimea stratului de pietriș; uneori poate lipsi; în general este recomandat, poate avea valori de 15—25 cm;

$h_{nisip}$ = înălțimea stratului de nisip; în funcție de numeroase elemente; în general este de 1,00—1,20 m;

$h_{apă}$ = în funcție de metoda de exploatare; în cazul nivelului construit minim 90 cm; în cazul nivelului variabil poate fi 70 cm la începutul ciclului și 1,50 m la sfîrșitul ciclului;

$h_{gardă}$ = se ia ≈ 30—40 cm.

Astfel înălțimea totală a unui filtru gravitațional clasic poate varia între 2,70—3,0 m ca limită minimă (în stații mici) și 4—4,5 ca limită maximă.

## 5.5. DETERMINAREA PIERDERII DE SARCINĂ

În studiul filtrării apei printr-un mediu granular, de o importanță deosebită este relația dintre proprietățile fizice ale lichidului și caracteristicile mediului poros. Legătura dintre acești factori se exprimă prin pierderea de sarcină.

Această **pierdere de presiune** poate fi exprimată în general, astfel:

$$H_f = F\,(e, L, d, v, \mu, \rho, g); \tag{5.12}$$

$H_f$ = pierderea de sarcină pe adîncimea filtrului;
$e$ = porozitatea stratului;
$d$ = diametrul care caracterizează mediul filtrant granular;
$v$ = viteza curentului prin mediul filtrant;
$\mu$ = viscozitatea dinamică;
$\rho$ = densitatea specifică a fluidului;
$g$ = accelerația gravitațională;
$L$ = adîncimea stratului;

D. Mintz și S. Schubert [54] au elaborat relația:

$$\varphi\,(\mathrm{Re}) = \frac{P}{L} \cdot \frac{1}{\rho U^2}, \tag{5.13}$$

stabilită pe baza teoriei similitudinii, folosind teorema care exprimă dependența dintre funcția ce caracterizează rezistența stratului de nisip și parametrii specifici fenomenului de filtrare.

Pentru scurgerea lichidelor prin medii poroase se poate lua ca parametru liniar **raza hidraulică a materialului poros,** exprimată prin raportul dintre volumul porilor și suprafața laterală a granulelor ($w_0$):

$$l = \frac{m_0}{w_0}. \tag{5.14}$$

Scanned with OKEN Scanner

Exprimînd în funcţie de diametrul mediu echivalent al granulelor, expresia (5.14) devine:

$$l = \frac{m_0 \, d_{ec}}{6 \, \alpha \, (1 - m_0)}. \tag{5.15}$$

Se aminteşte faptul că **diametrul mediu echivalent** se poate determina pe baza curbei granulometrice a materialului cu formula:

$$\frac{l}{d_{ec}} = \sum_{i=1}^{n} i \, \frac{a_i}{d_i}, \tag{5.16}$$

în care $a_i$ este cantitatea de material avînd diametrul $d_i$, exprimată în procente din greutate totală a probei.

Ţinînd cont de relaţia (5.15) şi de posibilitate de a exprima viteza reală în funcţie de viteza aparentă, expresia (5.13) poate fi pusă sub forma:

$$\varphi \, (\mathrm{Re}) = \frac{P}{L} \cdot \frac{m_0^3 \, d_{ec}}{6 \, \rho \alpha v^2 \, (1 - m_0)}. \tag{5.17}$$

Experienţele celor doi specialişti, efectuate în laboratoarele Institutului de Cercetări al Academiei de Gospodărie Comunală au scos în evidenţă existenţa unei **proporţionalităţi directe între numărul Reynolds şi** $\varphi$ **(Re):**

$$\varphi(\mathrm{Re}) = \frac{5{,}1}{\mathrm{Re}}. \tag{5.18}$$

La rîndul ei **pierderea de presiune** poate fi înlocuită cu:

$$P = H_0 \rho \, g. \tag{5.19}$$

Făcînd toate calculele, se obţine **expresia pierderii de sarcină la începutul ciclului de filtrare, cînd nisipul este curat:**

$$H_0 = 0{,}188 \, \mu \alpha^2 \, \frac{V \, (1 - m_0)^2}{d_{ec}^2 \cdot m_0^3} \cdot L. \tag{5.20}$$

Problema se complică în momentul în care se caută a se stabili modul de creştere al pierderilor de sarcină în timpul ciclului de filtrare.

În figura 3.3 este prezentată spre exemplificare variaţia pierderii de sarcină pe adîncimea stratului filtrant în două variante de alcătuire a stratului de nisip: nisip neuniform sortat *a* şi nisip uniform *b*. Sînt evidenţiate pierderile de sarcină iniţiale, precum şi evoluţia acestora pe durata ciclului filtrant.

**K. Ives recomandă ecuaţia:**

$$\Delta h = P_1 \int_0^x q^+ \, \mathrm{d}x. \tag{5.21}$$

Se admite astfel, faptul că în fiecare strat elementar de filtru pierderea de sarcină datorită acumulării de sedimente $\Delta h$ este proporţională cu volumul acumulat de particule în strat $q^+$.

Scanned with OKEN Scanner

**Pierderea de sarcină în fiecare moment după C.Lark:**

$$H = i_0 L - p_2 V C_0 t, \tag{5.22}$$

ce a rezultat din ipoteza că pierderea de sarcină în fiecare moment al colmatării stratului variază liniar cu cantitatea de sediment reținută. Această ipoteză, este valabilă pentru grosimi ale straturilor utilizate în practică. Tot C.Lark evidențiază faptul că după datele experimentale, constanta $p_2$ este independentă de viteza de filtrare, grosimea stratului sau concentrația suspensiilor, dar variază cu pătratul dimensiunii granulelor.

V.Mackrle pune în evidență **dependența variației pierderii de sarcină de raza hidraulică și numărul Reynolds:**

$$H = \int_0^x i \left\{ \frac{\psi^2 + 0{,}0146\ \mathrm{Re}^{0,75}\ \psi^{1,25}}{1+0{,}0146\ \mathrm{Re}^{0,75}\ (1-\sigma)^3} \right\}, \tag{5.23}$$

în care **funcția $\psi$ caracterizează gradul de colmatare al stratului:**

$$\psi = (1 - \sigma)^{1,5}\ (1 + 7{,}5\ \sigma)^{0,5} \tag{5.24}$$

Desigur că lista formulelor de calcul, a pierderii de sarcină, poate fi continuată.

Comparînd rezultatele, date de ecuațiile propuse de diverși cercetători rezultă că pentru condițiile inițiale de curgere laminară valorile pierderii de sarcină date de aceste ecuații nu arată o mare variație. Odată cu creșterea depozitelor valorile pierderii de sarcină stabilite prin ecuațiile prezentate diferă destul de mult [97].

De aceea, formulele recomandate mai necesită unele verificări pentru a fi utilizate în practica curentă.

Cooperarea mutuală a specialiștilor și cercetătorilor în soluționarea problemelor practice ale proiectării și optimizării ciclurilor de filtrare este singura cale de a elabora un instrument matematic mai precis pentru teoria filtrării rapide.

În literatura americană problema determinării pierderii de sarcină este abordată în același mod, fiind propuse două ecuații generale: una propusă de Carman Kozeny și una de I.J. Rosse. Rezultatele obținute utilizînd oricare din ecuații sînt echivalente.

**Ecuația Carman Kozeny este provenită din relația fundamentală Darcy-Wersbach pentru pierderea de sarcină în conducte circulare:**

$$h_L = f\ \frac{L}{D} \cdot \frac{v^2}{2g}; \tag{5.25}$$

$h_L$ = pierderea de sarcină de frecare;
$f$ = factorul de frecare adimensional;
$L$ = lungimea pe care are loc pierderea de sarcină;
$D$ = diametrul conductei;
$v$ = viteza medie a curentului pe conductă;
$g$ = accelerația gravitațională.

Scanned with OKEN Scanner

Pentru a face această ecuație reprezentativă pentru condițiile unui filtru granular, se va redefini $L$ ca adîncimea filtrului și se vor înlocui $D$ cu $4R$ unde $R$ este raza hidraulică a secțiunii curentului. Ecuația (5.25) atunci va deveni:

$$h_L = f \frac{L}{4R_L} \cdot \frac{v^2}{2g}. \tag{5.26}$$

Dacă se consideră o unitate de volum de filtru, se poate observa că volumul canalelor sau volumul liber pentru curent este în general egal cu porozitatea stratului.

Pentru un pat filtrant, volumul canalelor este obținut prin multiplicarea porozității cu volumul total ocupat de strat. Acum pentru $N_p$ particule de volum $V_p$, volumul solid este $NV_p(1-1_p)$. Atunci **volumul total al canalelor** este:

$$\frac{e}{1-e} NV_p \tag{5.27}$$

unde $e$ este porozitatea stratului. Suprafața totală se poate considera a fi suprafața totală a zonei ocupată de particule sau produsul dintre numărul de particule și suprafața fiecărei particule individuale $NA_p$.

Dacă se reamintește că **raza hidraulică** este definită ca suprafață raportată la perimetrul udat sau volumul împărțit la suprafață se poate stabili că:

$$R = \frac{e}{1-e} \cdot \frac{V_p}{A_p}. \tag{5.28}$$

**Pentru particule sferice de diametru** $d$:

$$V_p = \frac{\pi d^3}{6}; \quad A_p = \pi d^2. \tag{5.29}$$

Înlocuind aceste valori se obține:

$$\frac{V_p}{A_p} = \frac{d}{6}. \tag{5.30}$$

Considerînd că materialele granulare utilizate în practică sînt în general nesferice este necesar a corecta ecuația (5.30) prin introducerea unui factor adimensional $\Phi$. **Relația generală** devine:

$$\frac{V_p}{A_p} = \Phi \frac{d}{6}; \tag{5.31}$$

$\Phi = 1$ pentru particule sferice.

Carman a stabilit că:

$\Phi = 0{,}75$—cărbune granulat; $\Phi = 0{,}95$—nisip de Ottavia; $\Phi = 0{,}82$—nisip; $\Phi = 0{,}73$ — nisip unghiular.

Aceste valori pot fi utilizate ca orientare, dar pentru veridicitatea rezultatelor, o analiză a materialului utilizat trebuie făcută.

Scanned with OKEN Scanner

Determinarea vitezei de depunere trebuie precizată pentru evaluarea factorului de sfericitate.

**Viteza curentului descendent prin filtru:**

$$v = Q/A, \tag{5.32}$$

unde $A$ este suprafața filtrului. Cînd curentul intră în filtru, suprafața transversală este redusă datorită spațiului ocupat de mediul filtrant. Ca o consecință viteza prin intersecții a filtrului depășește viteza aparentă.

**Viteza reală:**

$$V_s = ev;$$

$V_s$ = viteza reală;
$v$ = viteza medie prin filtru;
$e$ = porozitatea.

Prin înlocuirea $V_s/e$ cu $v$ și $\Phi\, e$, $d/\,(1-e)$ cu $R$ în ecuația (5.26), relația următoare pentru pierderea de sarcină este cunoscută ca **relația Carman-Kozeny:**

$$H_L = f_1 \left(\frac{L}{\Phi d}\right)\left(\frac{1-e}{e^3}\right)\left(\frac{V_s^2}{g}\right). \tag{5.34}$$

**Factorul adimensional $f_1$:**

$$f_1 = 150\,\frac{1-e}{\mathrm{Re}} + 1{,}75; \quad \mathrm{Re} = \Phi \cdot \frac{V_s d}{\mu}. \tag{5.35 și 5.36}$$

Ecuația (5.34) este aplicabilă pentru a determina pierderea de sarcină într-un strat filtrant și poate fi utilizată pentru straturi din particule amestecate și stratificate, prin modificări ușoare. Prin explicitare, ținînd cont de relația (5.31) pentru $d$, substituind această relație în (5.34) și înlocuind volumul total $V$ și suprafața $A$ a tuturor particulelor din strat cu volumul $V_p$ și suprafața individuală a particulelor $A_p$, se obține **relația aplicabilă pentru strate amestecate,** de forma:

$$H_L = f_1 \cdot \frac{L}{6} \cdot \frac{1-e}{e^3} \cdot \frac{V_s^2}{g} \cdot \frac{A}{V}. \tag{5.37}$$

**Raportul mediu între $A$ și $V$ pentru particule omogene avînd o formă uniformă** pe baza ecuației (5.31) este:

$$\left(\frac{A}{V}\right)_{omg} = \frac{6}{\Phi}\int_{x=0}^{x=1} \frac{dx}{d}, \tag{5.38}$$

în care $dx$ este proporția de particule de mărime specifică $d$.

Valoarea $(A/V)_{omg}$ este obișnuit determinată pe baza analizei de sită prin utilizarea:

$$\left(\frac{A}{V}\right)_{omg} = \frac{6}{\Phi}\,\Sigma\,\frac{x}{d}, \tag{5.39}$$

unde $x$ reprezintă greutatea fracțiunii particulelor reținute între site adiacente și $d$ — mărimea geometrică a deschiderilor.

Scanned with OKEN Scanner

Înlocuirea valorilor $(A/V)_{omg}$ determinate în acest mod în ecuația (5.37) va permite calculul pierderii de sarcină într-un strat omogen cu particule de formă uniformă. Acest tip de încărcătură se găsește în filtrele lente de nisip.

Pentru strate stratificate alte considerații pot fi făcute. În cazul straselor omogene o valoare $f_1$ poate fi folosită pentru a reprezenta specificul stratului. Pentru strate stratificate, fiecare strat va avea o diferită valoare a factorului de frecare $f_1$ deoarece mărimea particulelor reprezentative în fiecare strat va fi diferită.

Dacă porozitatea stratelor va fi uniformă, iar suprafața de aceeași formă, ecuația (3.57) poate fi scrisă **pentru un anumit strat în anumite condiții de exploatare** astfel:

$$\frac{dh_L}{dL} = K f_1 \cdot \frac{1}{d} \cdot \tag{5.40}$$

Pentru a obține **pierderea de sarcină totală prin stratul filtrant** $L$, ecuația (5.40) poate fi integrată:

$$h_L = \int_0^{h_L} dh_L = K \int_0^L \frac{f_1}{d} dL. \tag{5.41}$$

Notînd că $dL = Ldx$, unde $dx$ reprezintă proporția de particule de mărime $d$, ecuația (5.41) devine:

$$h_L = KL \int_{x=0}^{x=1} f_1 \frac{dx}{d}. \tag{5.42}$$

Dacă particulele dintre sitele adiacente se consideră uniforme, ecuația (5.42) capătă forma:

$$h_L = LK \Sigma \frac{f_1 x}{d}; \quad K = \frac{1}{\Phi} \cdot \frac{1-e}{e^3} \cdot \frac{V_s^2}{g}. \tag{5.43) și (5.44}$$

Ecuația (5.43) poate fi utilizată pentru a calcula pierderea de sarcină în strate filtrante stratificate. De aceea ea poate fi aplicată la condițiile din filtrele rapide de nisip.

**Ecuația lui Rosse.** O a doua relație pentru determinarea pierderii de sarcină prin stratul filtrant a fost determinată experimental de Rosse. Ea este aplicabilă la filtre avînd particule sferice uniforme sau aproape sferice. Această ecuație **a fost pe larg utilizată în calculul filtrelor rapide de nisip:**

$$h_L = \frac{1{,}067}{\Phi} \cdot \frac{C_D}{g} L \frac{V_s^2}{e^4} \cdot \frac{l}{d}, \tag{5.45}$$

în care $C_D$ este coeficientul de tîrîre, iar celelalte variabile sînt definite ca mai înainte. Figura 5.4 indică relația dintre $C_D$ și Re pentru particule sferice.

Prin raportarea diametrului particulelor $d$ la raportul dintre suprafață-volum, ecuația (5.45) poate fi utilizată pentru straturi stratificate într-un mod similar cu cel indicat pentru ecuația Carman-Koseny,.

Scanned with OKEN Scanner

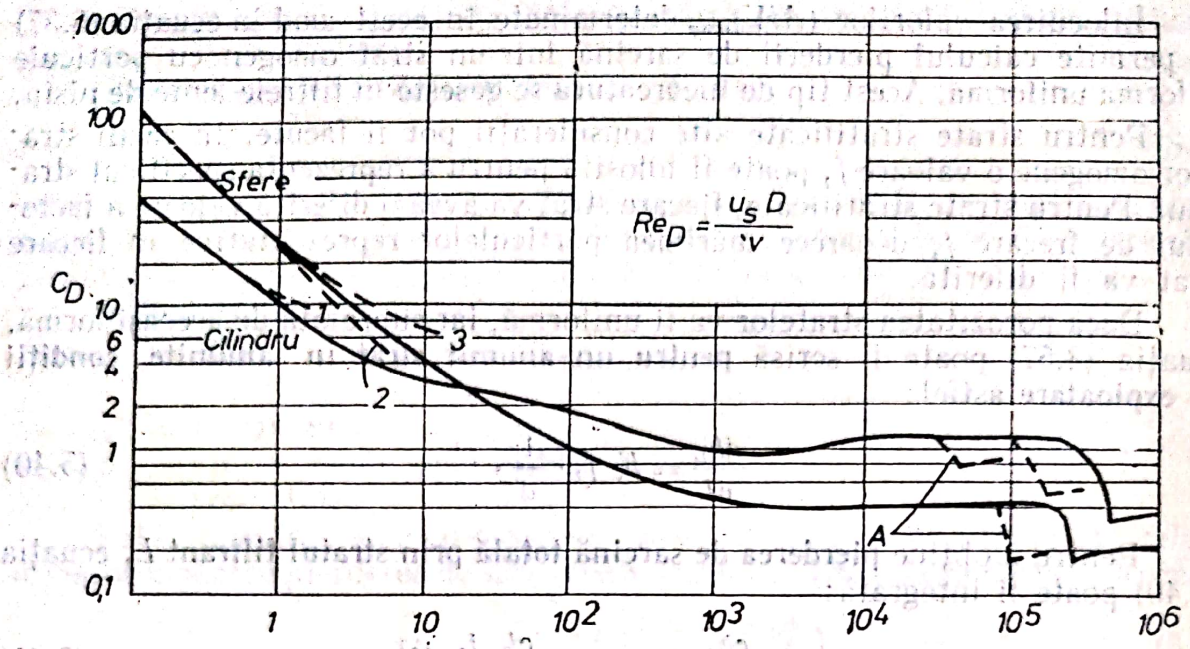



Fig. 5.4. **Relaţia dintre $C_D$ şi numărul Reynolds:**
*1* — Ecuaţia lui Lamb pentru granule cilindrice; *2* — Ecuaţia lui Stokes pentru granule sferice; *3* — Ecuaţia lui Qseen pentru granule sferice; *A* — Efectul rugozităţii şi turbulenţei.

**Pentru strate amestecate omogen:**

$$H_L = \frac{1{,}067}{\Phi} \cdot \frac{C_D}{g} L \frac{V_s^2}{e^4} \sum \frac{x}{d} . \qquad (5.46)$$

**Pentru strate stratificate cu porozitate uniformă:**

$$H_L = \frac{1{,}067}{\Phi} \cdot \frac{L}{g} \cdot \frac{V_s^2}{e^4} \sum \frac{C_D x}{d} . \qquad (5.47)$$

## 5.6. SPĂLAREA FILTRELOR RAPIDE

### 5.6.1. GENERALITĂŢI

Operaţie ajutătoare — spălarea — influenţează mult asupra alegerii principalilor parametri pentru proiectarea filtrelor: viteza de filtrare, înălţimea şi compoziţia stratului filtrant etc.

Creşterea vitezei de filtrare duce la micşorarea duratei dintre spălări, deci la o solicitare intensivă a instalaţiei de spălare.

Înălţimea şi compoziţia granulometrică a stratului filtrant cu fracţiuni mai mari de nisip presupun utilizarea unor intensităţi mai mari de apă de spălare, de unde şi dimensionarea suplimentară a pompelor şi conductelor.

Dispoziţia şi dimensiunile jgheaburilor de colectare a apei de spălare este determinată în asigurarea unei evacuări rapide şi uniforme a apei şi impurităţilor.

Astfel, din experienţa multor staţii de tratare [6, 7 şi 12], s-a observat că spălarea insuficientă şi făcută în condiţii necorespunzătoare este cauza unor serii de neajunsuri care pot duce chiar la scoaterea din funcţiune a filtrelor.

**Printre neajunsurile cel mai des întîlnite se pot cita:** ● *acumularea treptată a impurităţilor remanente în stratul filtrant*; ● *formarea de crăpături şi circuite preferenţiale în interiorul stratului filtrant* (fig.5.5); ● *modificări ale compoziţiei granulometrice a încărcăturii în sensul sortării şi eliminării fracţiunii fine*; ● *deplasarea straturilor de susţinere de pietriş* (v. fig. 5.5); ● *formarea unor pîlnii în încărcătură.*

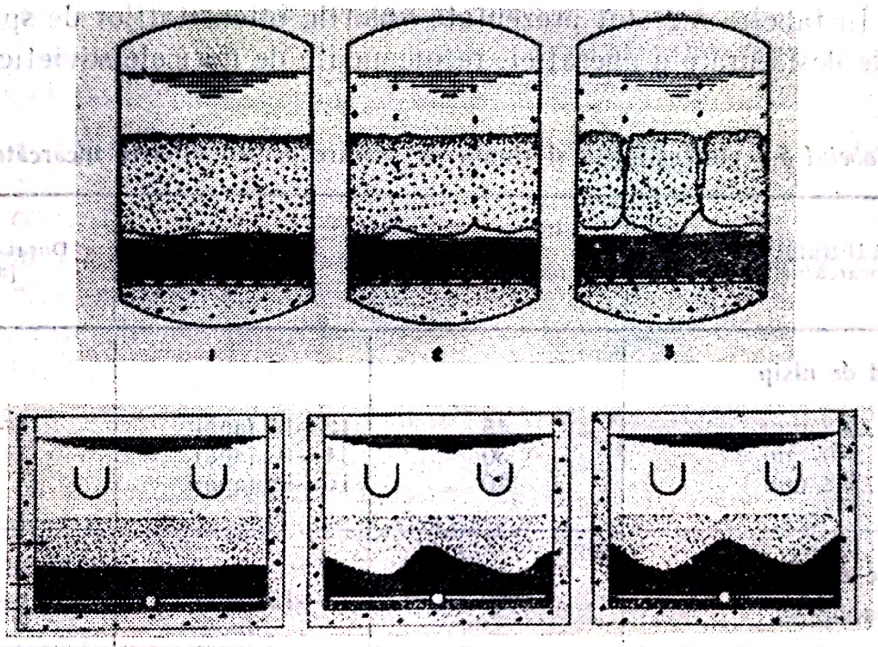


Fig. 5.5. **Deficienţe ale operaţiei de spălare** [88].

Odată cu dezvoltarea tehnicii tratării apei şi cu realizarea unor staţii foarte mari de tratare, s-au înmulţit şi problemele legate de filtrarea apei în general şi de spălarea filtrelor rapide în special.

### 5.6.2. EVOLUŢIA PRACTICII SPĂLĂRII FILTRELOR RAPIDE

**În prezent se consideră că realizarea unei eficienţe ridicate a spălării se poate asigura prin:** ● *intensitatea suficientă a contracurentului de apă sau de apă şi aer*; ● *uniformitatea distribuţiei şi colectării apei de spălare*; ● *durata corespunzătoare a spălării*; ● *declanşarea operaţiei de spălare la momentul potrivit.*

Cronologic, în evoluţia metodelor de spălare s-a considerat mult timp că refacerea capacităţii filtrelor trebuie să fie legată în principal de asigurarea unei expandări corespunzătoare a stratului filtrant printr-un curent invers de

apă—cu valori recomandate în jur de 30—50% [28, 51, 53, 62 şi 69]. Granulele materialului filtrant, puse în stare de suspensie, se lovesc unele de celelalte, deslipind particulele de suspensii reţinute pe granule, acestea fiind antrenate în continuare de apă în afara filtrului.

Din acest punct de vedere există o apropiere a părerilor specialiştilor sovietici şi americani, care recomandă pentru încărcătura filtrelor sorturi nisipoase cu dimensiuni reduse — $d_{min} = 0{,}5...0{,}7$ mm [53, 62 şi 99] — care la intensităţi specifice de apă reduse realizează grade mari de expandare a stratului. În tabelul 5.2 sînt prezentate valorile intensităţilor de spălare şi a timpilor de desfăşurare a operaţiei, recomandate de normele sovietice de proiectare.

*Tabelul 5.2* **Intensităţile şi timpii de spălare pentru diferite încărcături**

| Tipul filtrului şi al încărcăturii | Înfoierea de spălare recomandată [%] | Intensitatea de spălare [dm³/s.m²] | Durata spălării [min] |
|---|---|---|---|
| **Filtrul rapid de nisip** | | | |
| $d_{ec}$ = 0,7...0,8 mm | 45 | 12—14 (apă) | 5—6 |
| = 0,9...1,0 mm | 30 | 14—16 (apă) | |
| = 1,1...1,2 mm | 20 | 16—18 (apă) | |
| **Filtre rapide cu strat dublu** | 50 | 13—15 (apă) | 6—7 |
| **Filtre rapide cu spălare cu apă şi aer** | 15—20 | 15—20 (aer)<br>10—12 (apă) | 5<br>3 |

**Chiar şi în aceste condiţii, numeroase lucrări scot în evidenţă unele neajunsuri ale sistemului de spălare numai cu un curent invers de apă** [99, 100, 104 şi 115], **dintre care citäm:**

1) *Neuniformităţi în distribuţia apei de spălare, care are ca efect formarea de pîlnii, crăpături şi circuite preferenţiale în stratul filtrant.*

2) *Apariţia de bule de impurităţi (aşa-numitele „mudballs") în stratul filtrant, bule ce sînt provocate de peliculele compacte, formate la suprafaţa nisipului şi care dau naştere la spaţii colmatate în interiorul stratului.* Efectul acesta este atribuit [7 şi 62] în special jeturilor de apă ce apar la suprafaţa de separaţie dintre materialul staţionar (stratul de susţinere de pietriş mare) şi materialul suspendat în mişcare (nisipul filtrant), jeturi cu atît mai puternice, cu cît intensitatea de spălare este mai mare.

Scanned with OKEN Scanner

3) *Formarea unui nor de impurităţi la suprafaţa stratului de nisip, care nu poate fi eliminat de apa de spălare, indiferent de intensitatea întrebuinţată.*

Pentru eliminarea acestor neajunsuri s-au elaborat noi tehnologii de spălare şi dispozitive constructive care să mărească randamentul în eliminarea impurităţilor.

**Printre cele mai eficace metode elaborate, amintim:**

1) *Spălare cu un curent ascendent de apă şi agitare de suprafaţă mecanică, agitare asigurată de funcţionarea unor greble ai căror dinţi agită nisipul expandat de apă* [7]. În prezent, acest sistem datorită numeroaselor dezavantaje ce le prezintă este mai puţin folosit.

2) *Spălare cu un curent ascendent de apă şi un curent superficial, al cărui rol este de a distruge pelicula de impurităţi de la suprafaţa stratului.* Pentru introducerea curentului superficial se pot utiliza tuburi fixe sau tuburi rotative cu ajutaje (fig. 5.6) funcţionînd după principiul moriştii hidraulice. În primul caz, apa curentului de suprafaţă se introduce printr-o reţea de ţevi perforate situate la 50—70mm deasupra nisipului, paralel cu jgheaburile de evacuare, avînd orificiile dispuse alternativ de o parte şi de alta, îndreptate în jos cu un unghi de 25—45°. În a doua variantă, viteza de ieşire a apei din ajutaj trebuie să fie de cel puţin 20,00 m/s pentru ca vîna de apă să pătrundă în stratul de nisip. Se impune astfel o presiune de trimitere a apei de 4 — 6 at, ceea ce necesită o alimentare separată. Metoda este destul de răspîndită în general în U.R.S.S. şi în S.U.A.

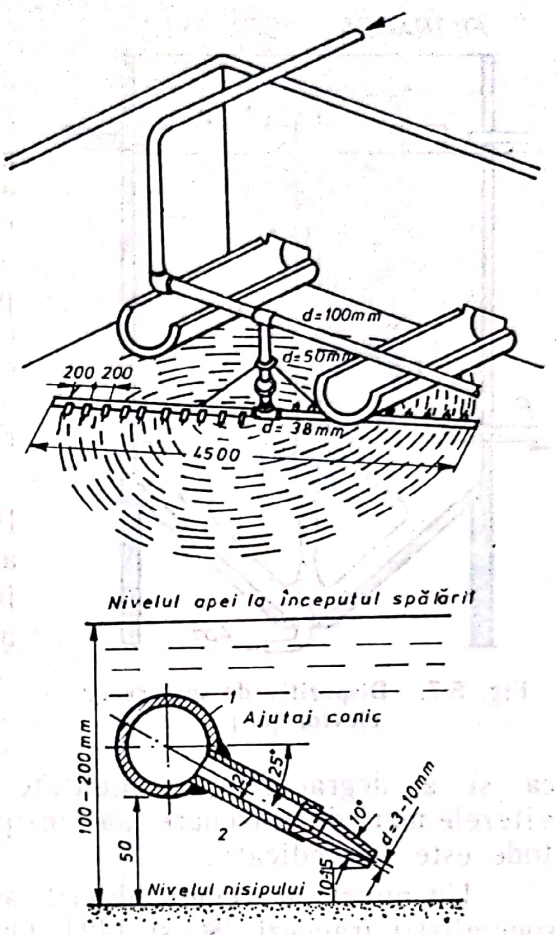



Fig. 5.6. **Dispozitiv de spălare cu tuburi rotative** [36].

3) *Spălare cu contracurent de apă şi aer sub presiune, aerului introdus tot pe la partea inferioară revenindu-i rolul de a disloca peliculele formate, atît la suprafaţa, cît şi la interiorul stratului de nisip* Metoda este mult întrebuinţată în Europa, inclusiv în ţara noastră.

Metodele menţionate permit o reducere substanţială a intensităţii curentului ascendent de apă [2, 51 şi 115].

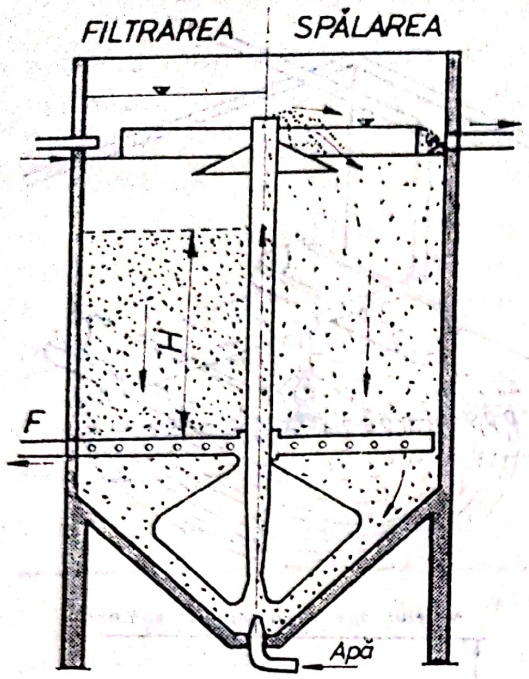



Fig. 5.7. **Dispozitiv de spălare cu ejector** [53].

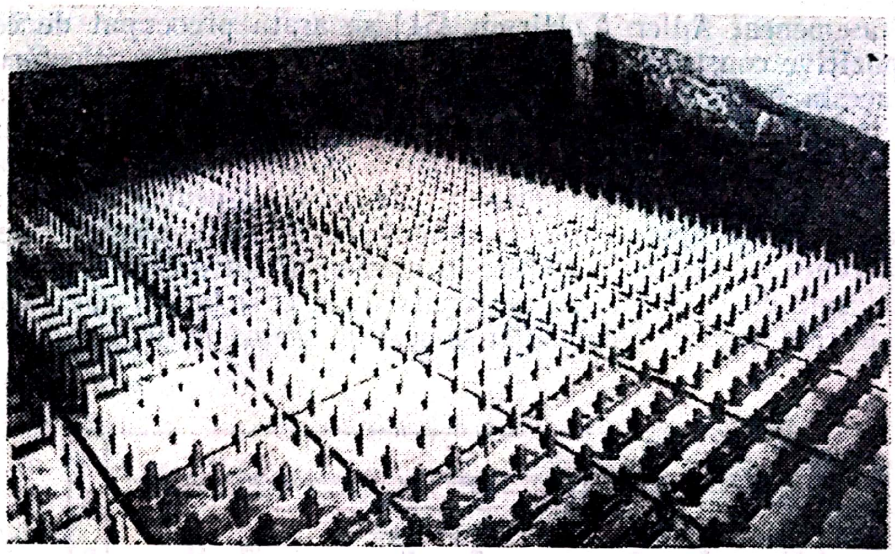
Mai puțin răspîndită și bazată pe un alt principiu este metoda de spălare cu ejector (fig. 5.7). Aceasta are avantajul că elimină sortarea hidraulică a materialului filtrant, iar calitatea spălării nu este cu nimic inferioară celei obținute prin celelalte metode [65]. Debitul de apă de spălare nu trebuie calculat proporțional cu suprafața filtrului, ci doar cu condiția să asigure funcționarea eficientă a ejectorului, consumul fiind cu atît mai redus, cu cît randamentul aparatului este mai ridicat.

Ejectoarele care se utilizează la spălarea filtrelor lucrează cu un amestec de apă și nisip, antrenat din cuva filtrului în conducta de spălare. În condițiile unei teorii a ejectoarelor de spălare mai puțin cunoscută de mulțimea specialiștilor și în lipsa unor încercări experimentale efectuate în diverse condiții, ca și a degradărilor pronunțate ce apar datorită eroziunii intense la vitezele mari de antrenare ale nisipului, utilizarea mai largă a acestei metode este împiedicată.

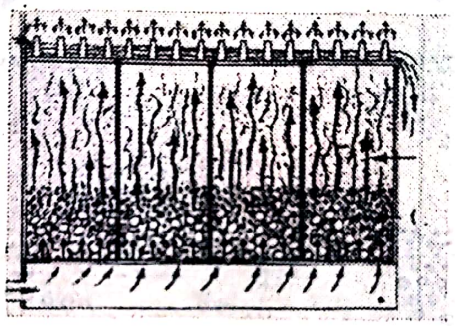
Un punct de vedere diferit asupra practicii spălării filtrelor îl au specialiștii francezi [80 și 142]. Opiniile acestor autori sînt orientate în sens invers, menținîndu-se că nu este necesară o spălare mult prea eficientă — pentru a se elimina în totalitate impuritățile din stratul filtrant — — impuritățile remanente avînd un efect favorabil în următorul ciclu de filtrare. Este recomandată în acest sens spălarea cu un contracurent de apă și aer și completarea ei cu un curent de apă de suprafață pentru eliminarea impurităților [80]. Debitele folosite sînt foarte mici: 2,80—4,20 $dm^3/s.m^2$ pentru contracurentul de apă, iar pentru jetul suplimentar de suprafață putînd fi întrebuințată apa decantată cu o intensitate de 1,10—2,80 $dm^3/s \cdot m^2$. Rezultă o mare economie de apă filtrată folosită ca apă de spălare. Astfel la o spălare de 10 min rezultă un consum de 1,50—2,00 $m^2$ apă filtrată pentru 1,00 $m^2$ suprafață filtrantă spălată, față de 4,00 $m^3/m^2$ în cazul spălării cu un curent invers. Intensitățile menționate sînt insuficiente pentru a produce expandarea stratului de nisip. Agitarea încărcăturii este posibilă datorită jeturilor de aer sub presiune, apei revenindu-i rolul doar de a evacua impuritățile deslipite de pe suprafața granulelor.

Materiale recente [6, 12, 51 și 62] scot în evidență faptul că metoda cea mai utilizată în prezent o constituie spălarea cu contracurent de apă și aer. În cadrul acestei metode sînt de semnalat diferite preocupări de ordin con-

Scanned with OKEN Scanner



*a*



*b*

Fig. 5.8. **Propunere privind compartimentarea cuvei filtrante** [64].

structiv, privind noi sisteme de distribuţie sau colectare a apei, urmărindu-se în final realizarea unei mai bune uniformităţi a fluidităţii stratului filtrant în timpul spălării.

**Vernon L. Packard** [99], **preocupîndu-se de realizarea uniformităţii stratului de nisip în faza fluidă din timpul spălării, utilizează metode constructive ca:**

1) *Compartimentarea cuvei filtrante în unităţi modulare mai mici* (fig. 5.8) *este asigurată astfel o cale mai scurtă curenţilor de apă şi o uniformitate mai bună a distribuţiei apei de spălare.*

2) *Acoperirea filtrului cu o placă perforată, prevăzută cu conuri de colectare a apei de spălare* (*v.* fig. 5.8); *se asigură astfel o uniformitate a colectării apei de spălare, cît şi o zonă de suprafaţă pe care suspensiile pot precipita în timpul ciclului de filtrare.*

Cele două elemente asigură, după cum afirmă autorul, o spălare rapidă, rezultînd cantităţi necesare de apă mai puţin de 1% din apa filtrantă produsă.

De asemenea, Adler A. Hirsch [51] se arată preocupat de conceperea unor dispozitive constructive care să asigure uniformitatea colectării apei de spălare, acesta fiind, după părerea autorului, elementul determinant în eliminarea inegalităţilor din spălarea filtrelor. Comparînd variaţia turbidităţii apei de spălare în secţiunea de evacuare, în diferite puncte caracteristice (colţurile cuvei filtrante, între jgheaburi, la fundul jgheaburilor de colectare), a observat diferenţe apreciabile în timpul desfăşurării operaţiei de spălare. Aceste diferenţe au fost mult reduse în momentul introducerii unor pereţi — şicană în formă de V cu orificii de repartiţie şi colectare a apei, ca în figura 5.9 şi de care autorul recomandă să se ţină seama la proiectarea filtrelor.

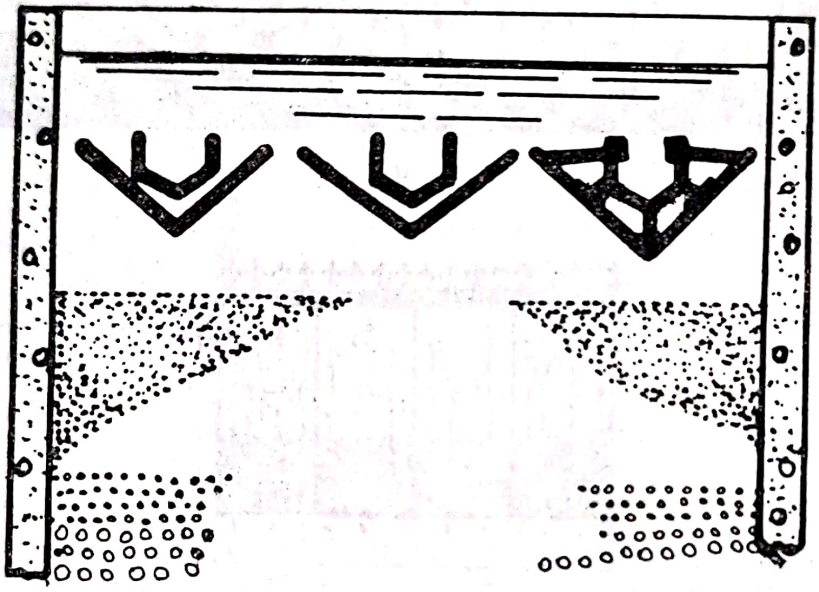


Fig. 5.9. **Propunerea privind introducerea unor pereţi şicană [42].**

Numeroasele materiale apărute în ultimul timp, care se preocupă de diferite aspecte tehnologice sau constructive legate de spălarea filtrelor rapide, evidenţiază faptul că a fost înţeleasă importanţa operaţiei de spălare în determinarea procesului de filtrare. Printre aceste materiale pot fi citate şi unele elaborate de autori români [10, 65, 103, 115 şi 156] care reuşesc să-şi aducă aportul în rezolvarea unor probleme concrete privind tehnologia optimă de spălare, în elaborarea unor dispozitive care să asigure o distribuţie şi colectare uniformă a apei de spălare etc.

### 5.6.3. TEORIA SPĂLĂRII FILTRELOR RAPIDE

Punctul de plecare al majorităţii teoriilor îl constituie observaţia, că una din condiţiile obligatorii care asigură spălarea normală, cu îndepărtarea completă a impurităţilor reţinute este asigurarea unei expandări corespunzătoare a stratului filtrant printr-un curent invers de apă. Expandarea încăr-

căturii filtrante determină dimensiunile constructive ale filtrului, stabilește mărimea materialului filtrant etc., astfel că precizarea gradului de expandare a încărcăturii la diverse debite de apă constituie problema de bază a teoriei spălării.

De aceea, în următorul capitol atenția principală va fi acordată aceste probleme și a modului cum a fost ea abordată de diverși autori.

5.6.3.1. **Relațiile stabilite de V.A. Kleaciko.** Plecînd de la studierea forțelor care acționează în cazul expandării unei încărcături de nisip și folosind multiple date experimentale, V.A. Kleaciko a obținut relații de calcul pentru intensitățile curentului de apă, necesar pentru realizarea unei anumite înfoieri a nisipului [69].

Autorul a plecat de la **considerația că asupra unei granule sferice, care se găsește în stare de suspensie în contracurentul de apă, acționează două forțe:**

1) *Gravitația, îndreptată în jos*:

$$P_1 = \frac{\pi d^3}{6}(\gamma_n - \gamma_a). \tag{5.48}$$

2) *Forța de frecare a apei pe suprafața granulei, îndreptată în sus*:

$$P_2 = \pi d^2 \tau. \tag{5.49}$$

După L.S. Leibenzon forța de frecare unitară $\tau$ se poate pune în funcție de numărul Reynolds:

$$\tau = \frac{B}{\mathrm{Re}^s} \cdot U^2. \tag{5.50}$$

Explicînd termenii care intervin și punînd condiția:

$$P_1 - P_2 = 0, \tag{5.51}$$

se obține relația:

$$\frac{\pi d_{ec}^3}{6}(\gamma_n - \gamma_a) - \frac{\pi d_{ec}^2 B q^2 \left(\frac{e+1}{e+m_0}\right)^2}{\left[\frac{\rho}{\mu} q \left(\frac{e+1}{1-m_0}\right) \cdot d_{ec}\Phi\right]^s} = 0. \tag{5.52}$$

Din numeroasele experiențe efectuate de autor, pentru nisip obișnuit și o temperatură a apei între 4—40°C, se obțin valorile:

$$S = 0{,}7;\ \rho_e = 1;\ \Phi = 7;\ B = 0{,}1;\ \gamma_n - \gamma_a = 1{,}65\ m_0 = 0{,}4. \tag{5.(53)}$$

În aceste condiții, **relația dintre intensitate de spălare și înfoiere corespunzătoare stratului de nisip** rezultă a fi de forma:

$$q_n = 5 \cdot \frac{d_{ec}^{1,35}(e+m_0)^{1,77}}{(e+1)^{1,33}\mu^{0,51}}. \tag{5.54}$$

Interesează în mare măsură acea valoare a intensității de spălare la care a fost pusă în stare de suspensie și fracțiunea maximă din strat. În acest caz:

$$e = 0;\ d_{ec} = d_{max}. \tag{5.55}$$

**Intensitatea critică de spălare cînd toată masa nisipului se află în stare de înfoiere:**

$$q_{cr} = 1{,}2 \cdot \frac{d_{max}^{1,33}}{\mu^{0,54}}. \tag{5.56}$$

Relațiile (5.54) și (5.56) au permis trasarea unor grafice din care se poate determina intensitatea necesară curentului de apă de spălare pentru obținerea unei înfoieri date a nisipului.

Același autor prezintă și relații similare pentru calculul spălării unor încărcături de antracit.

2.6.3.2. **Relațiile stabilite de Mintz și Schubert.** Folosind un aparat matematic mai riguros și bazîndu-se pe teoria similitudinii hidrodinamice (criteriul $\pi$) D.M. Mintz și S.A. Schubert propun relații ce aproximează mai bine fenomenul de spălare a filtrelor cu un curent ascendent de apă [87].

După acești autori, printre **cerințele care se impun unei bune spălări** se pot cita:

1) *Intensitatea minimă a spălării trebuie să fie mai mare decît intensitatea critică superioară a spălării, la care toată masa se află în stare de suspensie.*

2) *Viteza curentului ascendent de apă trebuie să asigure eliminarea impurităților în afara limitelor filtrului*; pornind numai de la această cerință, independent de mărimea granulelor încărcăturii, intensitatea spălării trebuie să fie de cel puțin 12 $dm^3/s.m^2$, cifră determinată experimental.

În aceste condiții, **formula propusă de Mintz și Schubert pentru calculul înfoierii încărcăturii** este:

$$F(e, p) = 0{,}01\ q\ .\ \frac{\mu^{0,54}}{d_{ec}^{1,31}}. \tag{5.57}$$

Valorilor $F(e, p)$ le corespund anumite valori ale expandării specifice $e$, trecute în tabelele întocmite de autori.

**Intensitatea de spălare:**

$$q = 16{,}9 \cdot \frac{d_{max}^{1,31}}{\mu^{0,54}}. \tag{5.58}$$

5.6.3.3. **Formule stabilite de Hulbert și Hering.** Ca relații cu caracter empiric se pot cita formulele lui Hulbert și Hering [87]. Aceștia au stabilit că **intensitatea critică a spălării, adică intensitatea după obținerea căreia începe înfoierea nisipului,** se poate determina cu formula:

$$q_{cr} = 0{,}183\ d_{30}\ t + \frac{2{,}5}{1-z} - 3{,}13; \tag{5.59}$$

$z = d_{30} - 0{,}17$ [mm]; $t$ = temperatura apei.

**Legătura dintre intensitatea spălării şi înfoiere** după aceşti autori:

$$e = \frac{q - q_{cr.}}{(0{,}44 + 0{,}00762\ t)} z. \qquad (5.60)$$

Însăşi din structura acestor formule este scoasă în relief limita întrebuinţării lor. Astfel, pentru nisipul caracterizat de $d_{30} = 1{,}17$ mm, intensitatea critică a spălării este egală cu $\infty$.

5.6.3.4. **Formulele stabilite de Fair şi Hatch.** Cercetătorii americani Fair şi Hatch dau pentru **calculul înfoierii încărcăturii de nisip** relaţiile [99]:

$$E = K_e T_e V \left(\frac{S}{d}\right)^2; \quad L_e = L_0 \cdot 2p \frac{(1 - m_0)}{100} \cdot \frac{P}{1 - P_e}; \qquad (5.61)$$

$E = \frac{m_e^3}{1 - m_e}$ = înfoierea caracteristică;

$T_e = \frac{\mu}{R\rho}$ = factorul care exprimă influenţa temperaturii asupra fenomenului de înfoiere;

$R$ = mărimea care pentru nisipul de cuarţ este cuprinsă între 2,60 şi 2,65;

$S$ = factorul de formă al granulei de nisip:
— pentru granule sferice $S = 6{,}0$;
— pentru granule colţuroase $S = 7{,}7$;

$P$ = procentajele după greutatea materialului oprit pe site.

Din elementele de practică şi teorie a spălării filtrelor rapide trecute în revistă, a reieşit existenţa pe plan mondial a unor puncte de vedere diferite asupra rolului spălării, asupra elementelor principale care influenţează operaţia de spălare asupra metodelor adecvate ce trebuie luate pentru asigurarea unei bune desfăşurări a acesteia.

Formulele stabilite de diverşi autori sînt, în general, greu de aplicat, valorile constantelor fiind valabile numai în condiţiile în care au fost deduse acestea. În unele cazuri au apărut şi discordanţe între valorile calculate prin relaţiile prezentate şi rezultatele experimentale obţinute pe instalaţii proprii, care vor fi comentate într-un capitol următor.

### 5.6.4. STUDII PRIVIND SPĂLAREA FILTRELOR RAPIDE

Avînd în vedere importanţa procesului de spălare în optimizarea funcţionării filtrelor rapide, în laboratoarele Institutului de cercetări şi proiectări pentru gospodărirea apelor s-au efectuat **numeroase studii** asupra acestor probleme [115, 116 şi 117] dintre care menţionăm:

1) *Studii privind stabilirea unor relaţii de calcul al expandării straturilor filtrante şi a pierderii de sarcină în funcţie de principalele variabile ce le determină.*

2) *Studii privind stabilirea unei tehnologii optime de spălare a filtrelor.*

Prin lucrările experimentale efectuate s-a urmărit să se obţină date pentru elaborarea unor relaţii, cu caracter semiempiric, în funcţie de in-

fluența următoarelor **variabile,** considerate ca principale în determinarea procesului de spălare: ● *intensitatea de spălare*; ● *temperatura apei de spălare*; ● *înălțimea stratului filtrant*; ● *caracteristicile materialului filtrant* (caracteristici granulometrice; forma granulelor; greutatea specifică).

Aspectul tehnologic a constat din verificarea comparativă, în condiții similare, a diferitelor **metode de spălare mai des utilizate în practica mondială**: ● *spălarea cu contracurent de apă*; ● *spălarea cu contracurent de apă și curent suplimentar de apă de suprafață*; ● *spălarea cu contracurent de apă și aer sub presiune*; ● *spălarea cu contracurent de apă, aer sub presiune și curent suplimentar de apă de suprafață.*

5.6.4.1. **Studii teoretice.** Încercările de spălare efectuate au permis, ca pentru fiecare sort, să se stabilească **o serie de puncte care să ilustreze relația:**

$$e = f(q); \tag{5.62}$$

$e$ = expandarea specifică [%];
$q$ = intensitatea contracurentului de apă [$dm^3/s \cdot m^2$].

În general, numărul punctelor reprezentative a variat între 48 și 55, iar coeficienții de corelație s-au situat între valorile 0,82 și 0,99, dovedindu-se astfel o strictă dependență între expandarea specifică și intensitatea de spălare.

Relația generală dintre expandarea specifică și intensitatea de spălare este de tipul unei curbe de gradul II, cu o concavitate foarte mică (fig. 5.10). Desprinzînd domeniul practic al spălării filtrelor (expandări specifice sub 50%), se poate admite existența unei relații liniare între cele două variabile, fără ca eroarea comisă să influențeze rezultatele.

**Relația liniară este de tipul:**

$$e = a(q - q_{cr\,min}). \tag{5.63}$$

Din figura 5.10. se observă inexistența unei influențe a grosimii stratului filtrant asupra expandării specifice, ceea ce dovedește **liniaritatea relației între cele două mărimi:**

$$e_t = eL_0; \tag{5.64}$$

$e_t$ = expandarea totală;
$L_0$ = înălțimea stratului de nisip neexpandat.

Ecuațiile, coeficienții de corelație și temperatura de experimentare sînt prezentate în tabelul 5.3. Se observă o dependență invers proporțională a parametrului $a$ și direct proporțională a lui $q_{cr\cdot min}$ de mărimea granulelor mediului filtrant.

Cele 21 de ecuații stabilite au fost verificate prin condiția ca suma diferențelor dintre valorile calculate și cele experimentale ale expandării specifice să fie minimă.

Aceste relații au constituit materialul de bază pentru următoarele prelucrări în vederea stabilirii relației finale.

Conform observației anterioare, că parametrii $a$ și $q_{cr\cdot min}$ din relația de calcul a expendării variază cu mărimea granulelor, s-a căutat a se exprima dependența acestora de două caracteristici ale nisipului: $d_{10}$ și $d_{60}$.

Scanned with OKEN Scanner

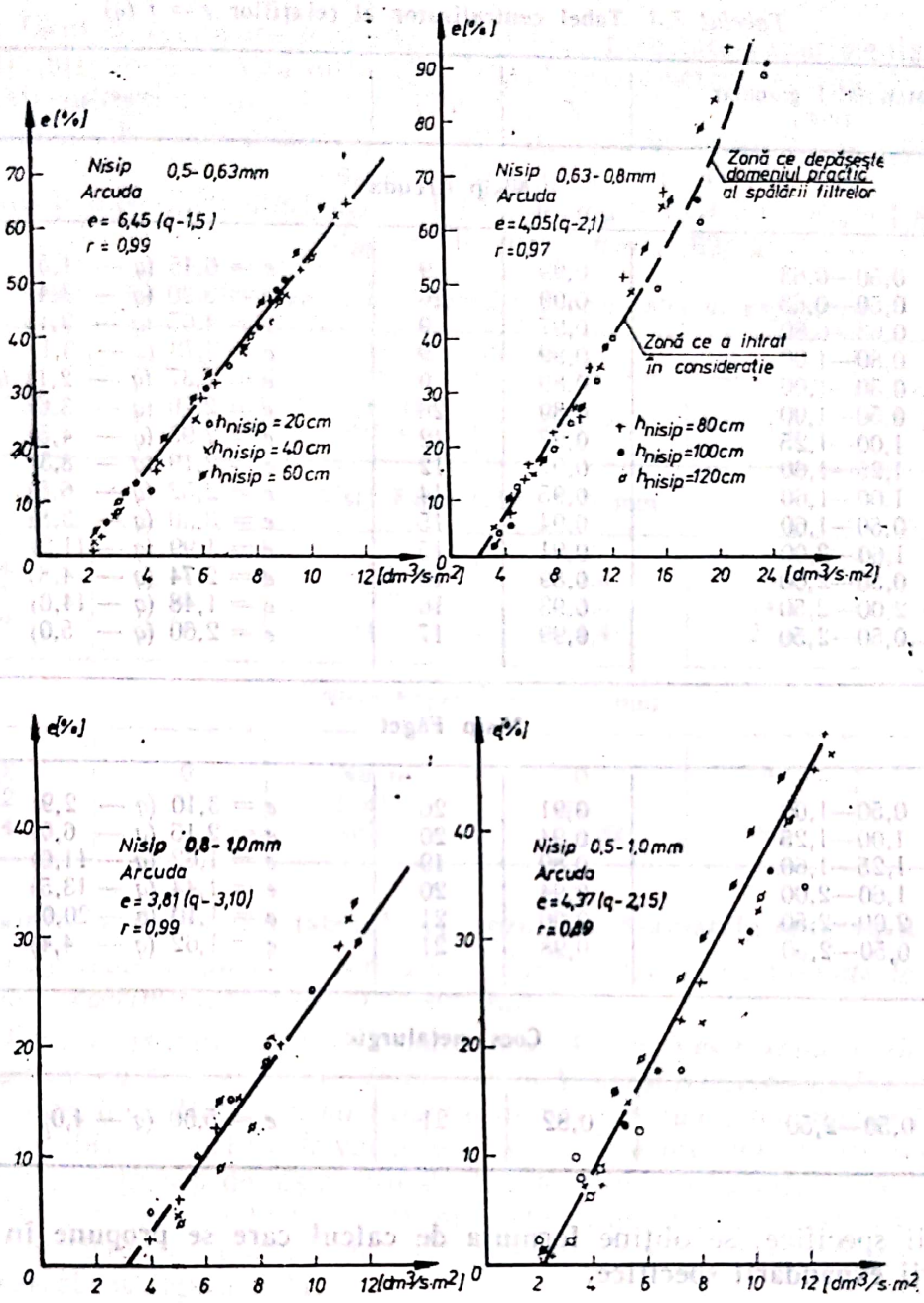



Fig. 5.10. **Variația expandării specifice în funcție de debitul de spălare.**

**Ecuațiile curbelor:**

$$a = 2{,}35 d_{10}^{-0{,}72};\quad q_{cr.min} = 4{,}80\, d_{60}^{1{,}35}. \tag{5.64}$$

În sfîrșit, introducînd expresiile (5.64) în relația (5.62) și ținînd cont de corecția de temperatură (raportată la temperatura de +15°C) și de cea datorită

*Tabelul 5.3* Tabel centralizator al relațiilor $e = f(q)$

| Materialul granular [mm] | $r$ | $t$[°C] | Ecuația |
|---|---|---|---|
| **Nisip Arcuda** | | | |
| 0,50—0,63 | 0,99 | 9 | $e = 6{,}45\ (q - 1{,}5)$ |
| 0,50—0,63 | 0,99 | 26 | $e = 3{,}90\ (q - 3{,}4)$ |
| 0,63—0,80 | 0,97 | 9 | $e = 4{,}05\ (q - 2{,}1)$ |
| 0,80—1,00 | 0,99 | 9 | $e = 3{,}73\ (q - 3{,}1)$ |
| 0,50—1,00 | 0,89 | 9 | $e = 4{,}37\ (q - 2{,}1)$ |
| 0,50—1,00 | 0,89 | 26 | $e = 2{,}70\ (q - 3{,}6)$ |
| 1,00—1,25 | 0,97 | 12 | $e = 2{,}95\ (q - 4{,}5)$ |
| 1,25—1,60 | 0,97 | 12 | $e = 2{,}19\ (q - 8{,}3)$ |
| 1,00—1,60 | 0,95 | 14 | $e = 2{,}52\ (q - 6{,}5)$ |
| 0,50—1,60 | 0,94 | 15 | $e = 3{,}30\ (q - 3{,}8)$ |
| 1,60—2,00 | 0,91 | 15 | $e = 1{,}99\ (q - 11{,}2)$ |
| 0,50—2,00 | 0,89 | 16 | $e = 2{,}74\ (q - 4{,}8)$ |
| 2,00—2,50 | 0,93 | 16 | $e = 1{,}48\ (q - 14{,}0)$ |
| 0,50—2,50 | 0,99 | 17 | $e = 2{,}60\ (q - 5{,}0)$ |
| **Nisip Făget** | | | |
| 0,50—1,00 | 0,91 | 20 | $e = 3{,}10\ (q - 2{,}9)$ |
| 1,00—1,25 | 0,94 | 20 | $e = 2{,}15\ (q - 6{,}0)$ |
| 1,25—1,60 | 0,89 | 19 | $e = 1{,}62\ (q - 11{,}0)$ |
| 1,60—2,00 | 0,94 | 20 | $e = 1{,}44\ (q - 13{,}5)$ |
| 2,00—2,50 | 0,96 | 21 | $e = 1{,}10\ (q - 20{,}0)$ |
| 0,50—2,50 | 0,98 | 21 | $e = 1{,}62\ (q - 4{,}4)$ |
| **Cocs metalurgic** | | | |
| 0,50—2,50 | 0,82 | 21 | $e = 5{,}00\ (q - 4{,}0)$ |

greutății specifice, se obține **formula de calcul care se propune în vederea evaluării expandării specifice:**

$$e = \left(\frac{2{,}66}{\gamma_n}\right)^{1{,}77} \cdot 2{,}35\, d_{10}^{-0{,}73} \cdot (q - 4{,}80 d_{60}^{1{,}35}\, \alpha) + \\ + 15\,(15 - t)(0{,}8 - 0{,}15 d_{10}); \qquad (5.65)$$

$e$ = expandarea specifică [%];
$\gamma_n$ = greutatea specifică a nisipului [N/dm³]; $d_{10}$, $d_{60}$ [mm];
$q$ = intensitatea contracurentului de apă [dm³/s · m²];
$\alpha$ = coeficientul de formă al granulelor;
$t$ = temperatura apei de spălare [°C].

Scanned with OKEN Scanner

S-a făcut o verificare a acestei relații cu rezultate experimentale (tabelul 5.4) obținute pe o altă instalație (filtrul cu diametrul interior de 30 cm) și alte materiale granulare:

— nisip 0,8—1,25 mm: $d_{10} = 0{,}82$; $d_{30} = 0{,}95$ mm; $d_{50} = 1{,}08$ mm; $d_{60} = 1{,}10$ mm; $k = 1{,}34$; $\alpha = 1{,}60$;

— nisip 0,8—2,50 mm: $d_{10} = 1{,}10$ mm; $d_{30} = 1{,}54$ mm; $d_{50} = 1{,}87$ mm; $d_{60} = 2{,}0$ mm; $k = 1{,}82$; $\alpha = 1{,}15$.

*Tabelul 5.4* **Verificarea relației propuse pentru calculul expandării**

| $q$ apă [dm³/s.m²] | (%) calculată după: Mintz și Schubert | Hubert și Hering | Kleaciko | Relația (5.65) | $e_{exp}$ [%] |
|---|---|---|---|---|---|
| **Nisip Făget *0,80—1,25* mm** | | | | | |
| 11,4 | 3 | 1,2 | 4,8 | 6,6 | 6,4 |
| 14,3 | 12 | 7,9 | 8,0 | 14,5 | 12,7 |
| 17,2 | 19 | 14,7 | 11,4 | 22,4 | 20,0 |
| **Nisip Făget *0,80—2,50* mm** | | | | | |
| 12,8 | 0 | Nu se | 0 | 0 | 0 |
| 15,2 | 0 | poate | $q_{cr}$ | 3,3 | 2,5 |
| 17,4 | $q_{cr}$ | aplica | 1,32 | 8,0 | 8,7 |

**Examinînd datele din tabelul 5.4. rezultă următoarele observații:**

1) *Expandările calculate cu relația (5.65) sînt destul de apropiate de valorile determinate experimental: diferențele sînt sub 50%.*

2) *Pentru nisipuri cu granule mari (peste 4,5 mm) este singura relație care se poate aplica cu bune rezultate, formulele lui Mintz și Kleaciko dînd valori mult diferite, iar cea a lui Hubert fiind valabilă numai pentru $d_{30}$ mai mic de 1,16 mm*

S-au stabilit și curbele de variație a pierderii de presiune (între secțiunea de intrare și secțiunea de ieșire din stratul de nisip) în funcțiune de intensitatea de spălare pentru fiecare sort în parte. Punctele caracteristice ca și curbele teoretice corespunzătoare sînt prezentate spre exemplificare pentru cîteva sorturi în figura 5.11.

Se observă două zone distincte în alura acestor curbe: o primă zonă, puternic crescătoare, care coincide cu faza de punere în suspensie a stratului de nisip și o a doua zonă, descrescătoare, care coincide cu faza de fluidizare a stratului.

**Acest gen de variație poate fi încadrat în relații de tipul:**

$$p = \frac{pq}{cq^{1,5} + f}. \tag{5.66}$$

Valorile parametrilor $b$, $c$, $f$, pentru cele 11 sorturi, sînt centralizate în tabelul 5.5.

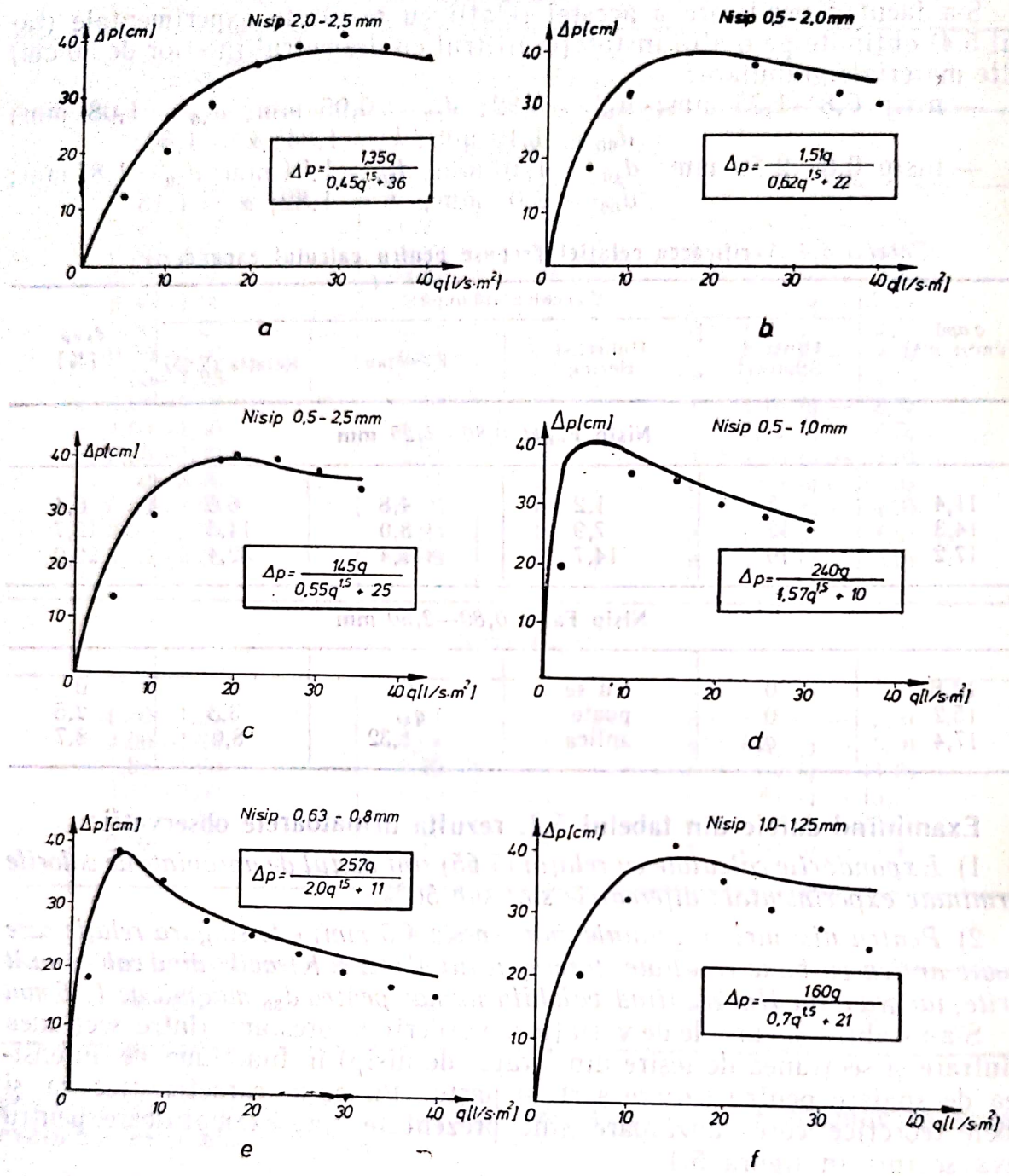



Fig. 5.11. **Influența intensității de spălare asupra pierderii de sarcină prin stratul expandat.**

Între acești parametri și caracteristicile materialului filtrant (în particular $d_{60}$) există o strînsă legătură:

$$b = y_1 \, d_{60}^{x_1} \; ; \; c = y_2 \, d_{60}^{x_2} \; ; \; d = y_3 \; (d_{60} - 0{,}1). \qquad (5.67)$$

Odată obținute aceste relații, ele pot fi prelucrate și introduse în ecuația (5.66) fapt ce permite elaborarea **relației de calcul a pierderii de presiune**

*Tabelul 5.5.* **Valorile parametrilor *b*, *c* şi *f***

| Nr. crt. | Nisip [mm] | *b* | *c* | *f* |
|---|---|---|---|---|
| 1 | 0,50—0,63 | 333 | 3,50 | 9 |
| 2 | 0,63—0,80 | 257 | 2,00 | 11 |
| 3 | 0,80—1,00 | 195 | 1,20 | 14 |
| 4 | 1,00—1,25 | 160 | 0,70 | 21 |
| 5 | 0,50—1,00 | 240 | 1,57 | 10 |
| 6 | 1,25—1,60 | 150 | 0,60 | 26 |
| 7 | 0,50—1,60 | 162 | 0,76 | 18 |
| 8 | 1,60—2,00 | 140 | 0,50 | 31 |
| 9 | 0,50—2,00 | 151 | 0,62 | 22 |
| 10 | 0,50—2,50 | 135 | 0,45 | 36 |
| 11 | 0,50—2,50 | 145 | 0,55 | 25 |

**într-un strat de nisip de înlăţime $L_0$, în timpul spălării cu un contracurent de apă $q$:**

$$P = \frac{200\, q\, L_0}{q^{1,5} d_{60}^{0,95} + 18\, d_{60}^{0,65} (d_{60} - 0,1)}; \qquad (5.68)$$

$P$ = pierderea de presiune [cm $H_2O$];
$q$ = intensitatea contracurentului de apă [$dm^3/s \cdot m^2$];
$L_0$ = înălţimea stratului de nisip [cm];
$d_{60}$ [mm].

Verificată relaţia (5.68) a dat rezultate bune pentru acele nisipuri filtrante care au următoarele caracteristici:

$\gamma_N = 2,64 \ldots 2,67$ N/dm³; $d_{60} = 0,89 \ldots 1,47$ mm; $k = 1,00 \ldots 1,87$.

5.6.4.2. **Studiul tehnologic.** Studiul tehnologic a urmărit precizarea unei metode eficiente de spălare a filtrelor prin compararea a 4 metode de spălare, mai des utilizate în practică.

Compararea s-a făcut pe baza curbelor de evoluţie a turbidităţii apei de spălare. Astfel de curbe sînt prezentate în figurile 5.12, 5.13 şi 5.14.

Centralizarea datelor, referitoare la încercările de spălare, a permis evidenţierea eficienţei mai mari a metodei de spălare cu apă şi aer, în varianta introducerii în trepte crescătoare a debitelor de apă, fiind **recomandate următoarele intensităţi:**

$I_{treaptă} - q_{apă} = 8 \ldots 10$ dm³/s.m² — timp de 1,5 — 2 min;
$II_{treaptă} - q_{apă} = 8 \ldots 10$ dm³/s.m² — timp de 3—3,5 min;
$- q_{aer} = 18$ dm³/s.m²
$III_{treaptă} - q_{apă} = 15$ dm³/s.m² — timp de 3,5—4,0 min;

în acest caz rezultînd un ciclu de spălare cu o durată totală de 8—10 min şi o eficienţă în îndepărtarea suspensiilor din stratul filtrant de 81—99%.

Concluzia de mai înainte este susţinută şi de determinarea impurităţilor remanente, în cazul metodei amintite valorile obţinute fiind cele mai mici.

Scanned with OKEN Scanner

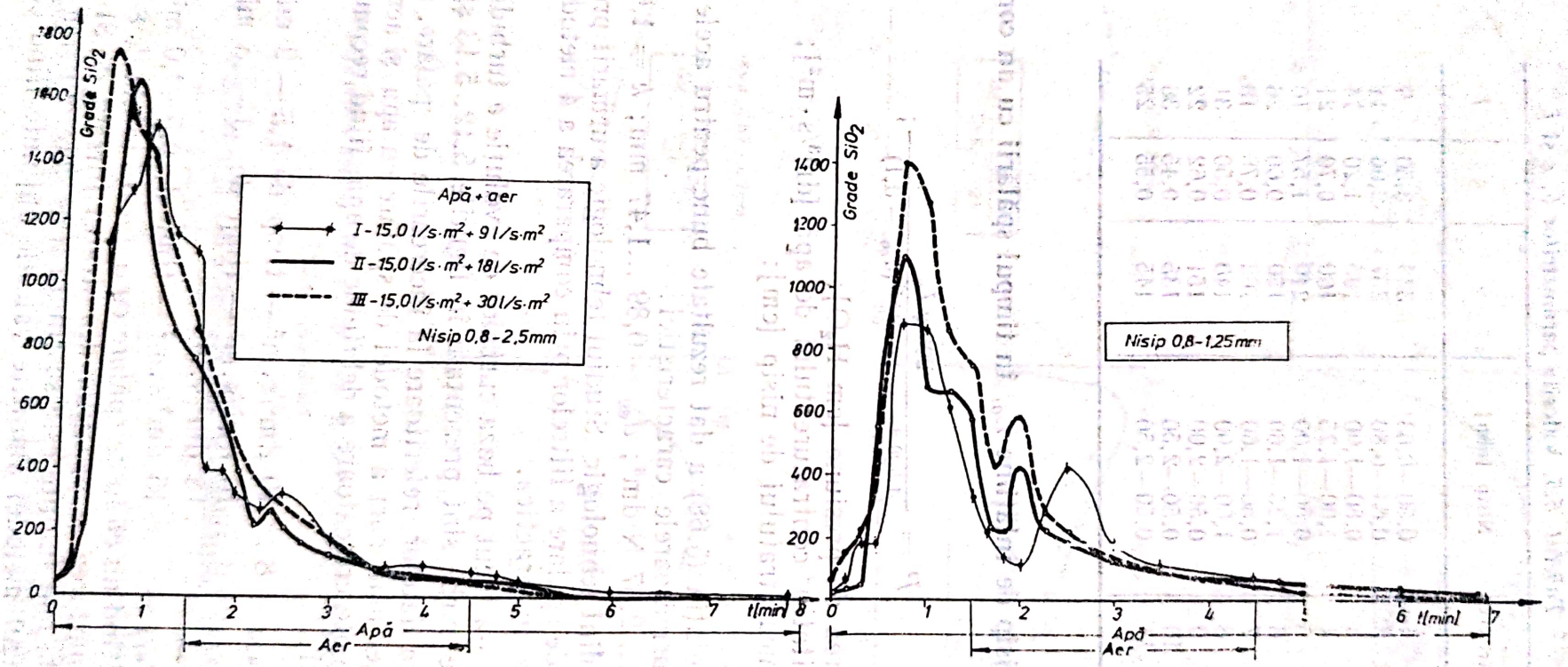



Fig. 5.12. **Variația turbidității apei de spălare în cazul spălării cu apă și aer sub presiune.**

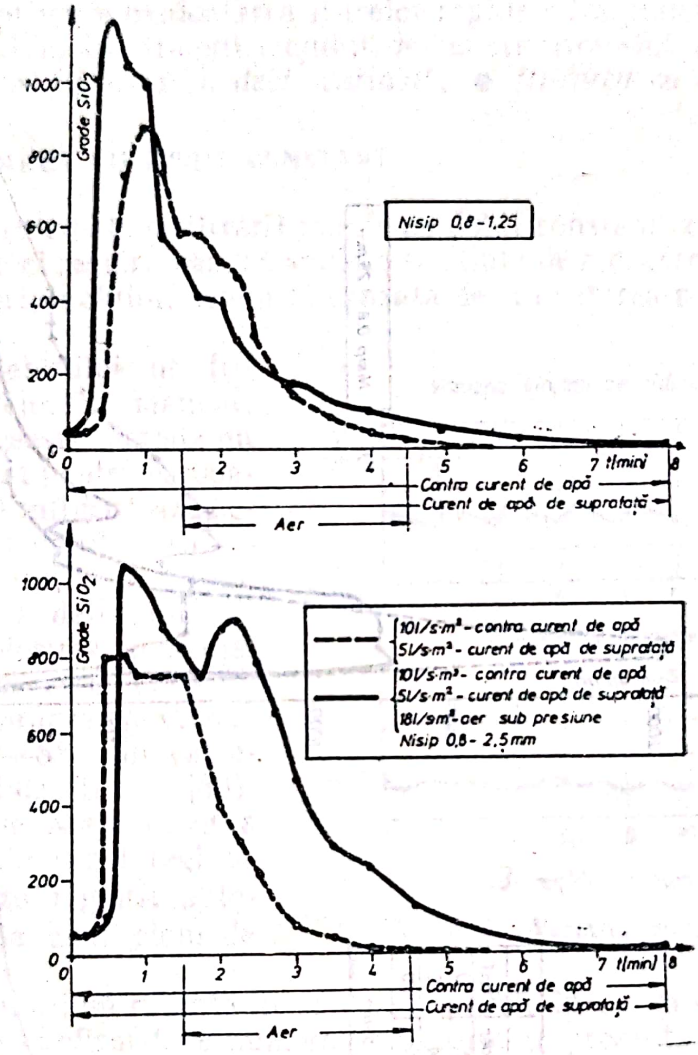



Fig. 5.13. **Variația turbidității apei de spălare în cazul utilizării unui contracurent de apă, aer de spălare și curent de suprafață de apă.**

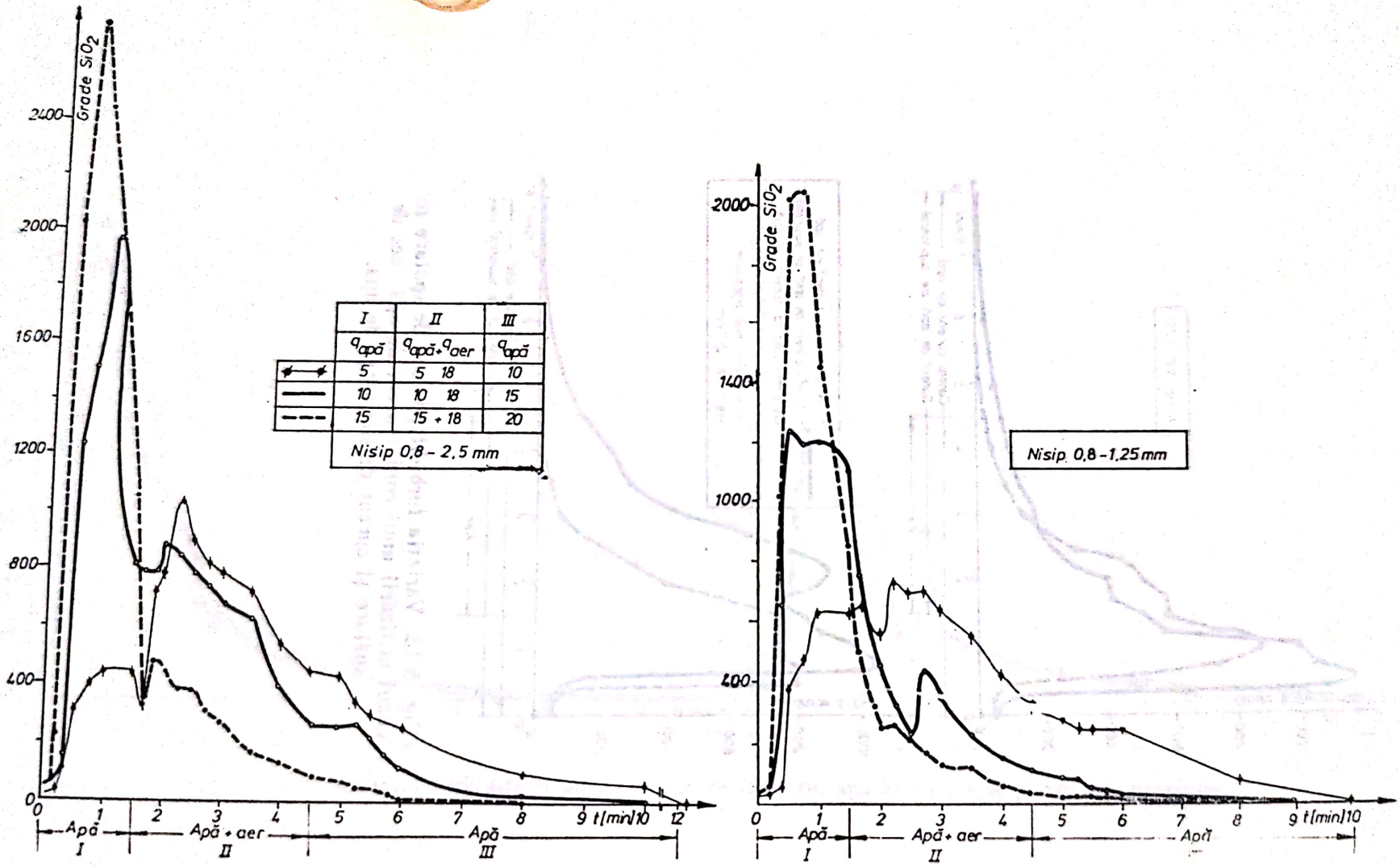



Fig. 5.14. **Variația turbidității apei de spălare în cazul metodei de spălare cu apă și aer, cu debitul de apă introdus în trepte crescătoare.**

## 5.7. METODE DE EXPLOATARE ALE FILTRELOR RAPIDE

În ceea ce privește exploatarea filtrelor rapide, din punct de vedere al mărimii debitului în tot timpul ciclului de funcționare sînt posibile următoarele **metode**: ● *filtrarea cu debit variabil*; ● *filtrarea cu debit constant*.

### 5.7.1. FILTRAREA CU DEBIT CONSTANT

Problema principală a filtrării rapide cu debit constant constă în necesitatea efectuării unei reglări, care să anuleze tendința de reducere a debitului pe măsura desfășurării ciclului, tendință cauzată de colmatarea porilor stratului filtrant.

Reglarea debitului de filtrare se poate efectua manual, dar în general această metodă nu este de recomandat pentru că poate da șocuri, care influențează negativ calitatea efluentului. De aceea, pentru a se obține o reglare corespunzătoare, a debitului filtrului, se cere folosirea unor dispozitive automate, care să asigure modificări instantanee ale vitezei de filtrare sub 3—5% din valoarea vitezei medii de filtrare [80]. În figura 5.15 se poate observa variația vitezei în cazul reglării manuale și în cazul reglării automate pe perioada unui ciclu de filtrare.

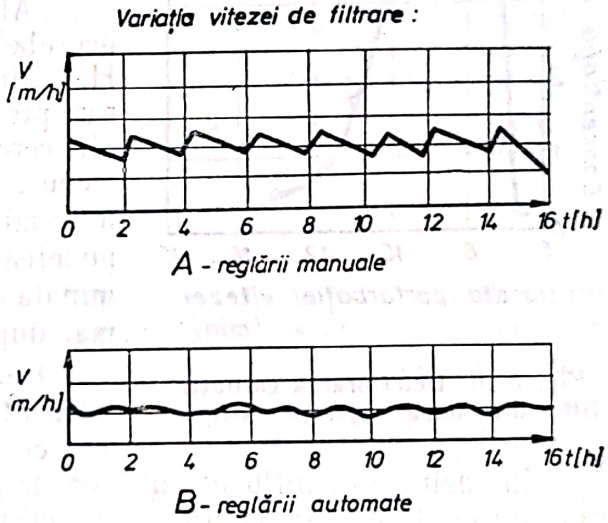



Fig. 5.15. **Variația vitezei de filtrare.**

Efectul reglării se resimte în mod defavorabil în calitatea filtrantului. Acest fapt a fost confirmat de numeroase experiențe prezentate de literatura de specialitate.

Experiențe speciale, efectuate la stația experimentală din orașul Ames-Iowa din S.U.A. [19] a arătat că variația instantanee a vitezei de filtrare influențează asupra calității filtratului. Experimentarea s-a efectuat cu o apă provenită din rețeaua publică la care s-a adăugat sulfat feros și sulfat de cupru. După aerare și precipitare, în soluție s-a păstrat în mod constant fier în concentrație de aproximativ 10 mg/dm$^3$.

Prin mărirea vitezei de filtrare de la 4,90 la 6,10 m/h s-a constatat o creștere bruscă a concentrației fierului în efluentul filtrului, care s-a redus apoi treptat (fig. 5.16). Concluziile studiului citat arată că mărirea cantității de suspensii trecute prin filtru depinde de mărimea variației vitezei. Astfel, a rezultat că la o mărire a vitezei de filtrare cu 100% cantitatea de suspensii spălate din filtru este de 22,5 ori mai mare decît în cazul măririi vitezei de filtrare numai cu 25%. Cantitatea de material antrenat din stratul filtrant depinde și de intervalul de timp în care se realizează modificarea vitezei de filtrare. La creșteri

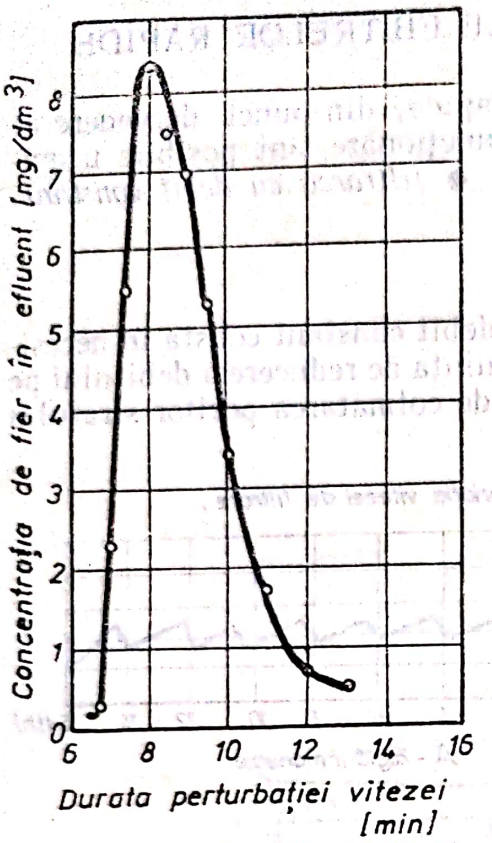



Fig. 5.16. **Deteriorarea calității filtratului după reglarea vitezei.**

instantanee ale vitezei cu 100% se spală din filtru de 5,2 ori mai mult material decît la o creștere în aceeași proporție a vitezei realizate într-un interval de 10 min. De aceea literatura [69] recomandă ca viteza de reglare să nu depășească 5—10% din viteza de calcul într-un minut. De asemenea, la pornirea filtrului se recomandă ca viteza nominală de filtrare să fie atinsă în 4—6 min. În caz contrar, prin filtru poate trece o cantitate mărită de suspensii, totalul acestora putînd ajunge la 5% din cantitatea totală de suspensii de filtrat în timpul unui ciclu [40].

Alți autori recomandă valori care se deosebesc apreciabil de cele de mai înainte H.J. Hudson, [52], referindu-se atît la lucrări proprii, cît și la rezultatele obținute de alți cercetători, arată că viteza de filtrare nu trebuie să se modifice cu mai mult de 1,5 m/h · min. De asemenea, atrage atenția, că la punerea în funcțiune a filtrului viteza nominală de filtrare trebuie să fie atinsă numai după un timp de 15—60 min.

S-a observat că și natura suspensiilor influențează calitatea filtratului, concomitent cu modificarea vitezei de filtrare [60].

În cazul unui influent cu flocoane precipitate de oxid feric hidratat, în prezența cristalelor de cupru, s-a observat o cantitate de 50 de ori mai mare de fier trecut prin filtru după dereglare, decît în cazul influentului cu oxid feric hidratat în aceeași concentrație, dar fără cupru.

Folosind teoria dinamică a mecanismului de reținere a suspensiilor în stratul filtrului [89] aspectele enumerate se explică astfel:

În mod obișnuit, potrivit acestei teorii, reținerea suspensiilor în stratul filtrant are loc ca efect a două forțe opuse și anume: forțele de adeziune de la suprafața granulelor materialului filtrant, care asigură fixarea particulelor de suspensii și forțele hidrodinamice care au tendința de a produce, concomitent, smulgerea particulelor de suspensie fixate anterior.

Dacă se produce o mărire a vitezei de filtrare, aceasta va provoca și o mărire a forțelor hidrodinamice de smulgere, astfel că în aceeași unitate de timp prin filtre va trebui să treacă și o cantitate mai mare de suspensii. Forțele hidrodinamice cresc în mărime și tind să dizloce materialul deja reținut pe granulele stratului filtrant, precum și să împiedice reținerea suspensiilor vehiculate de apă prin filtru în acest timp.

Influența naturii suspensiilor asupra eficienței reținerii lor în filtru, în timpul măririi vitezei de filtrare, se poate atribui caracterului specific al interacțiunii acestora cu materialul filtrant. Influența se manifestă în special asupra mărimii forțelor de adeziune.

Scanned with OKEN Scanner

Faptul că după mărirea vitezei de filtrare parametrii calitativi ai filtratului revin aproape la valoarea lor anterioară, chiar dacă viteza nu este redusă la valoarea inițială, este explicabil, deoarece în urma smulgerii unora din particulele reținute anterior în filtru se deschid noi canale de circulație și se stabilește un nou echilibru între cele două categorii de forțe, care fac ca rezultatul calitativ al filtrării cu viteză mărită să nu difere mult de rezultatul inițial.

Se constată din cele expuse, că în cazul filtrării cu debit constant, problema esențială constă în perfecțiunea și calitatea funcționării regulatoarelor de debit. Aceasta a făcut să se realizeze o serie de aparate de reglare, bazate pe diverse principii care să asigure atingerea lentă în timp, a vitezei nominale de filtrare.

Cu toate că acest proces de concepere a noi tipuri de regulatoare continuă și firmele de specialitate propun periodic alte sisteme, în aceeași măsură, în practica curentă și numeroase materiale documentare o confirmă [19, 22 și 55], se întîlnesc multe cazuri de dereglări, care duc uneori pînă la scoaterea din funcțiune a acestor instalații.

De aceea, în fața specialiștilor se pune problema stabilirii condițiilor în care este oportună introducerea în practica curentă a filtrării cu debit variabil, ca o metodă de filtrare a apei în scopul limpezirii ei.

### 5.7.2. FILTRAREA CU DEBIT VARIABIL

Deși nu constituie o noutate, în ultimii ani specialiștii din domeniul filtrării apei s-au ocupat cu posibilitatea eliminării aparaturii de menținere constantă a debitului, propunînd metoda funcționării necontrolate a filtrului din punct de vedere al reglării debitului.

Renunțarea la aparatura de reglare a debitului se bazează pe un factor important și anume îmbunătățirea în acest caz a calității apei filtrate prin eliminarea efectelor negative provocate de șocurile, care se produc în filtre sub acțiunea modificărilor debitului, provocate de aparatura respectivă.

Prin filtrarea cu debit variabil, debitul maxim stabilit la începutul filtrării este lăsat să scadă pe măsura colmatării filtrului. Ciclul de filtrare este limitat, fie de atingerea unei valori minime admisibile a vitezei de filtrare, fie de o valoare maximă admisibilă a pierderii de sarcină, fie de momentul în care calitatea efluentului nu mai este cea corespunzătoare.

În literatură se găsesc unele date privind funcționarea în paralel a unor filtre cu debit constant și a unor filtre cu debit variabil [20 și 55].

Experimentări pe stații de tratare a apei s-au efectuat în acest scop cu filtrele rapide deschise din orașul Chicago și Wyandotte din S.U.A. În cadrul acestor experimentări s-au comparat între ele rezultatele obținute pe două filtre funcționînd în paralel, folosind aceeași apă brută. Unul din filtre a fost prevăzut cu un regulator de debit constant, iar celălalt cu un orificiu calibrat, ales astfel încît media vitezelor inițiale și finale să fie echivalentă cu viteza nominală de filtrare a filtrului cu debit constant. Pentru verificare s-a procedat și la inversarea modului de funcționare a celor două filtre, cauzate de încărcătura filtrelor.

În aceste condiții, s-a constatat că în experiementarea din orașul Wyandotte [52] filtrul fără regulator de debit a produs în medie apă filtrată cu

Scanned with OKEN Scanner

27% mai puține suspensii decît cel cu regulator de debit, durata unui ciclu de filtrare fiind în medie cu 37% mai lungă la filtrul cu debit variabil. În general, viteza inițială de filtrare a fost de 6,60 m/h, cea finală de 5,10 m/h, iar media de 5,70 m/h, viteză cu care a funcționat și filtrul cu debit constant.

În cazul experimentărilor din Chicago durata ciclului de filtrare a fost cu peste 50% mai mare la filtrul cu debit variabil.

**Principalele dezavantaje ale filtrării cu debit variabil,** scoase în evidență de toate publicațiile, sînt:

1) *Necunoașterea condițiilor în care este posibilă aplicarea filtrării cu debit variabil,*
2) *Dificultatea pentru stațiile mici de a asigura printr-un circuit rațional spălări, o variație a debitului tratat cît mai redusă și mai apropiată de debitul mediu de tratare al stației.*
3) *Insuficienta experiență în domeniul aplicării filtrării cu debit variabil.*

Aceste dezavantaje nu sînt totuși în măsură să anuleze superioritatea eficienței calitative și poate cantitative mai mari a filtrării cu debit variabil, astfel că s-a considerat necesară o studiere cu mai multă atenție a acestei metode, pentru a obține rezultate cît mai concludente privind oportunitatea folosirii acesteia, comparativ cu filtrarea cu debit constant, ca și a datelor necesare proiectării și exploatării unor astfel de instalații.

### 5.7.3. EVIDENȚIAREA DEFICIENȚELOR FILTRĂRII CU DEBIT CONSTANT

Se poate afirma că principala deficiență a metodei de filtrare cu debit constant constă în *deteriorarea calității efluentului*, în urma manevrelor de menținere a debitului la valoarea inițială.

Rezultatele experimentărilor efectuate au confirmat presupunerea că slaba calitate a filtratului, observată la acest gen de instalații, poate fi cauzată de reglările manuale, sau automate, efectuate pentru menținerea constantă a debitului de filtrare.

Se poate afirma că indiferent de debitul de filtrare și de condițiile în care a fost efectuată reglarea, de granulozitatea sau gradul de colmatare al stratului, s-a resimțit în indicatorii calitativi ai efluentului faptul că s-a intervenit asupra echilibrului dinamic stabilit în timpul filtrării. Mărirea momentană a vitezei de filtrare (pentru menținerea debitului inițial de filtrare), face ca anumite flocoane, reținute anterior, să fie dislocate de curentul de apă ce trece prin strat, conducînd la reducerea eficienței filtrului.

Efectul acesta, desigur, se resimte pe o perioadă destul de scurtă, imediat după efectuarea operației de reglare. În general, variația indicatorilor studiați a prezentat o alură asemănătoare clopotului lui Gauss, cu maximul, situat în zona de început a fenomenului studiat (figurile 5.17, 5.18 și 5.19).

Lungimea curbei — perioadă în care are loc antrenarea suplimentară de suspensii în efluent, din cauza operației de reglare — a prezentat valori situate în limitele 4—20 min. Valorile reduse s-au observat la nisipul fin și la reglări de mică amplitudine. O perioadă mai îndelungată se observă la nisipul mai mare (1—1,5 mm) și la reglări efectuate spre sfîrșitul ciclului, care au presupus un salt de debit mai mare.

Scanned with OKEN Scanner

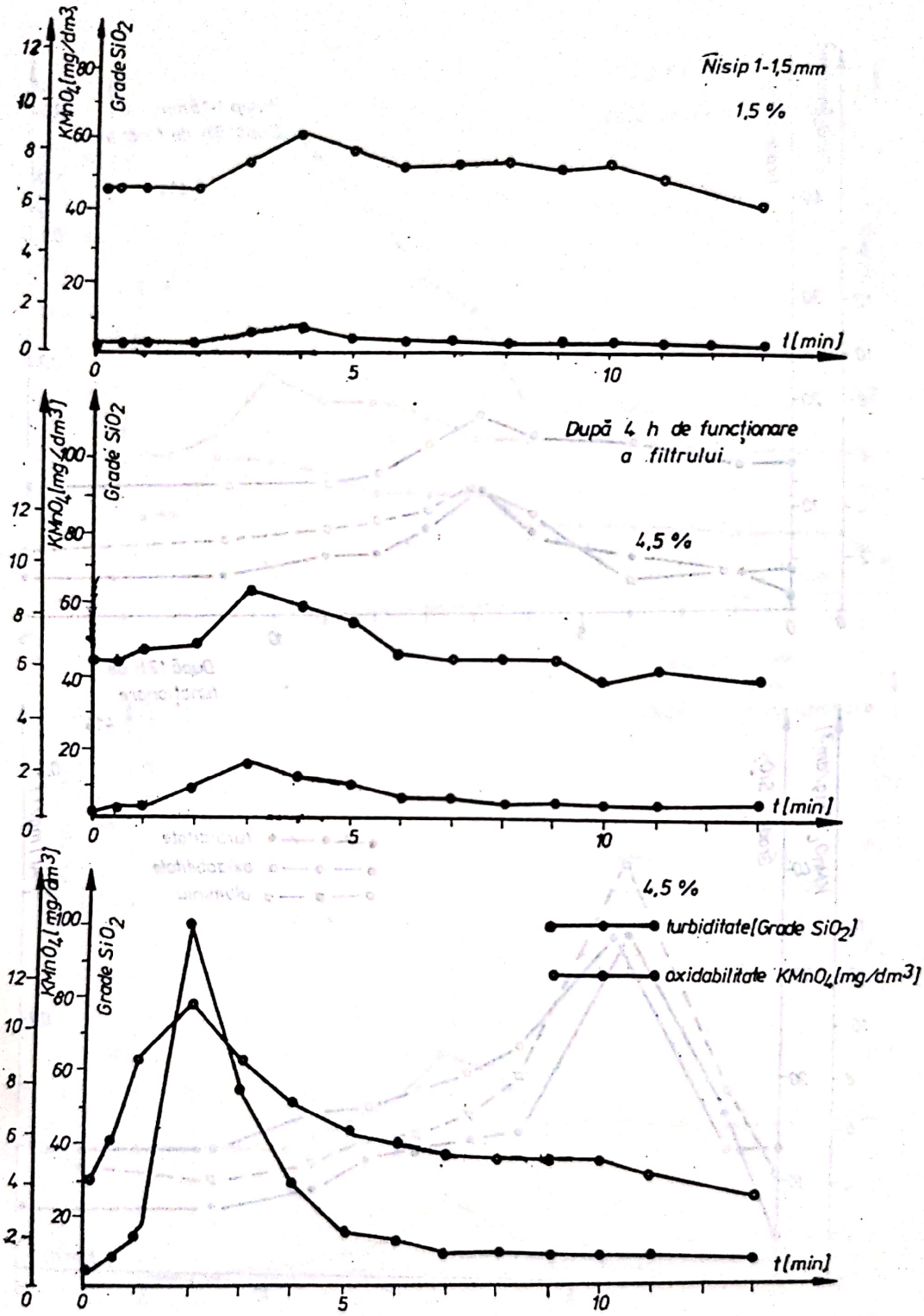



Fig. 5.17. **Influența mărimii reglării asupra gradului de deteriorare calitativă a efluentului.**

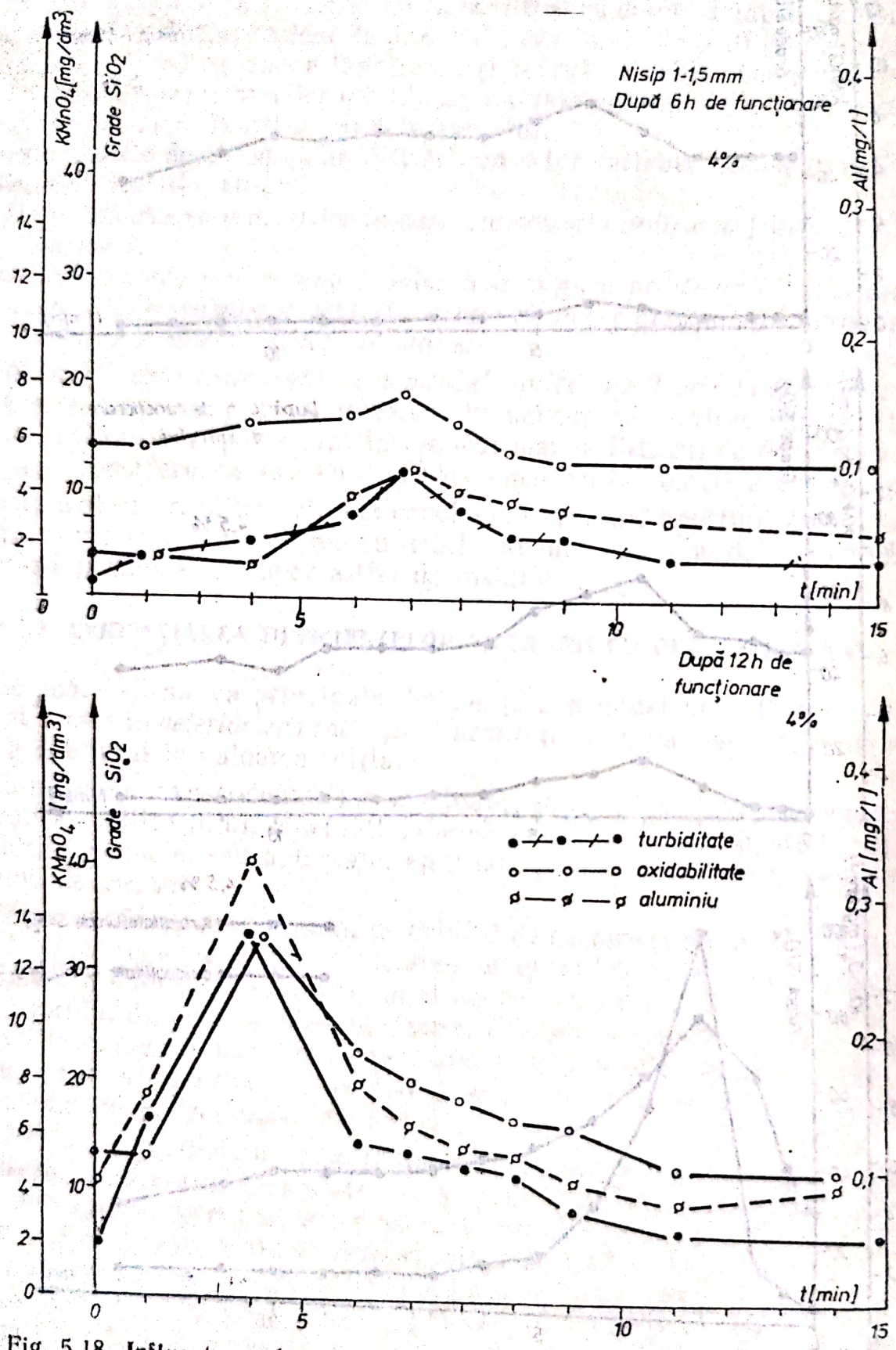



Fig. 5.18. Influența gradului de colmatare a stratului filtrant asupra calității efluentului în cazul efectuării unei reglări.

Scanned with OKEN Scanner

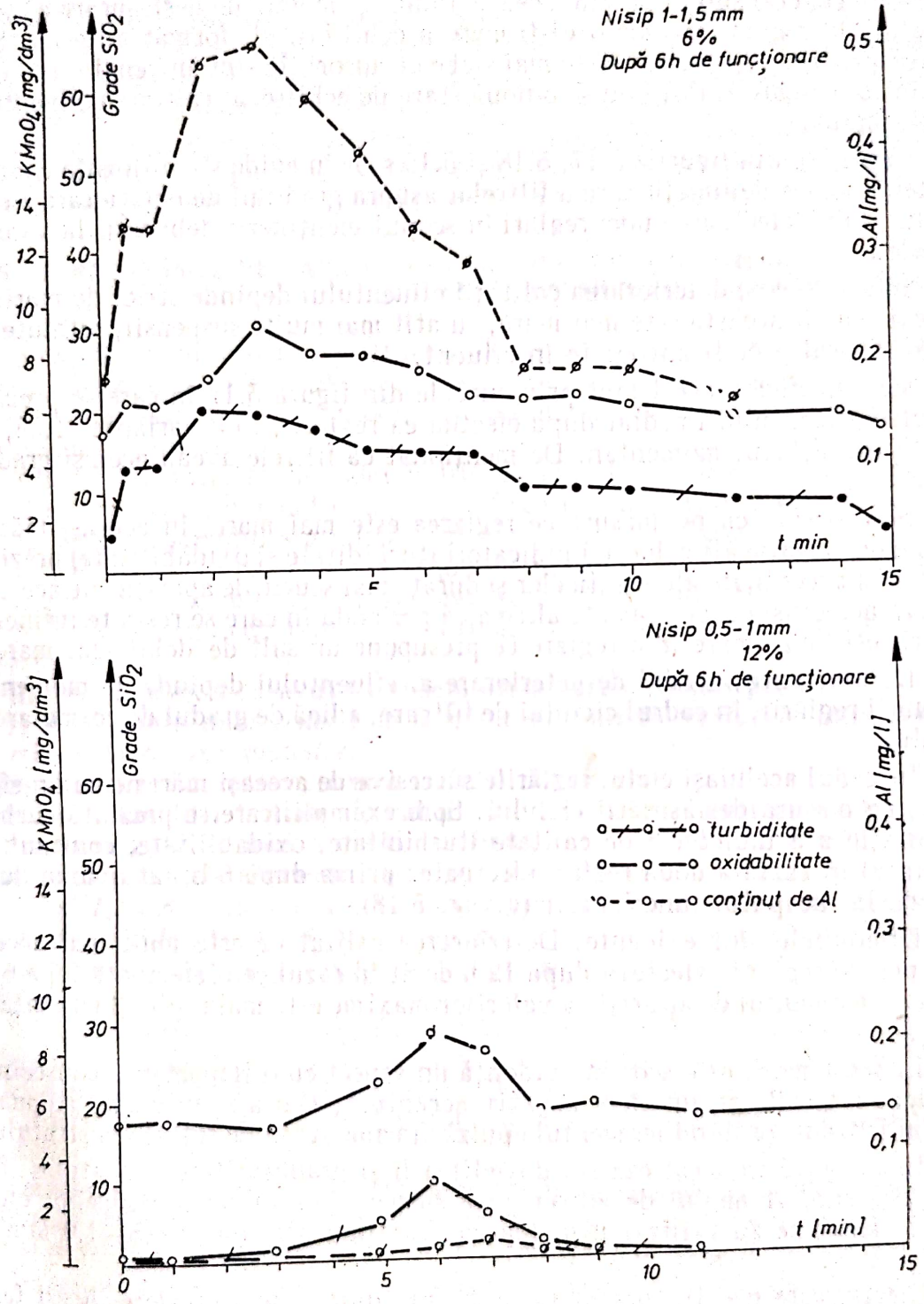



Fig. 5.19. **Influența reglării debitelor filtrante în cazul unor strate filtrante de diferite granulozități.**

Valorile maxime au apărut, în general după 2—6 min de la începutul reglării. Valorile maxime s-au menținut în toate cazurile pe o perioadă foarte scurtă, în general sub 1—2 min, ceea ce indică și modul de desfășurare a fenomenului; la reglare are loc o distrugere a echilibrului, format anterior, prin care suspensiile reținute cu forțe mai slabe de adsorbție sînt antrenate, în efluent, în continuare stabilindu-se o nouă stare de echilibru, calitatea efluentului ameliorîndu-se.

Graficele din figurile 5.17, 5.18 și 5.19 scot în evidență influența condițiilor tehnologice de funcționare a filtrelor asupra gradului de deteriorare a efluentului, după efectuarea unei reglări în scopul menținerii debitului la valorile inițiale.

În acest sens, deteriorarea calității efluentului depinde strict de mărimea reglării; cu cît aceasta este mai mare, cu atît mai multe suspensii, reținute anterior în strat, vor fi antrenate în efluent.

Exemplificăm acest fapt prin curbele din figura 5.17 în care se prezintă calitatea efluentului imediat după efectuarea reglării, în 3 variante: 1,58, 4,5 și 45% din debitul momentan. De menționat că filtrele aveau același grad de colmatare.

Se observă, că pe măsură ce reglarea este mai mare, în aceeași măsură curbele de variație ale celor doi indicatori (turbiditate și oxidabilitate) prezintă valori mai accentuate ale maximelor și durate mai scurte de apariție ale acestora Pe baza acelorași curbe se poate afirma că perioada în care se resimte influența reglării este mai mare la o reglare ce presupune un salt de debit mai mare.

De asemenea, gradul de deteriorare al efluentului depinde de momentul efectuării reglării, în cadrul ciclului de filtrare, adică de gradul de colmatare al filtrului.

În cadul aceluiași ciclu, reglările succesive de aceeași mărime au un efect mărit, pe măsura desfășurării ciclului. Spre exemplificare se prezintă curbele de variație a 3 indicatori de calitate (turbiditate, oxidabilitate, conținut de aluminiu) în cazul a două reglări efectuate: prima după 6 h, iar a doua după 12 h de la începutul funcționării (v. fig. 5.18).

Diferențele sînt evidente. Deteriorarea calitativă este mult mai accentuată pentru reglarea afectată după 12 h decît în cazul celei efectuate după 6 h. În plus și momentul de apariție a valorilor maxime este mai rapid (3 min față de 6 min.).

În acest mod, este scos în evidență un aspect cu o importantă consecință practică: reglările au un efect negativ accentuat, mai ales în partea a doua a ciclului filtrant, grăbind momentul epuizării capacității de reținere a stratului.

Importantă în acest caz s-a dovedit a fi și granulozitatea stratului filtrant. S-a studiat modul de antrenare a suspensiilor în cazul reglărilor efectuate la filtre ce au utilizat următoarele fracțiuni nisipoase: 0,5—1,0 mm și 1,0—1,5 mm.

Efectul este mai important în cazul fracțiunilor mai grosiere. Acest fapt era de prevăzut și explicabil datorită interspațiilor mai mari existente la un nisip mai grosier și în care suspensiile pot fi antrenate mai ușor. Graficele din figura 5.19 sînt edificatoare în acest sens.

Scanned with OKEN Scanner

Studierea lor permite observaţia că la nisipul 0,5—1,0 mm în cazul unei reglări de 12%, indicii calitativi în perioada de deteriorare sînt mai buni decît la nisipul 1,0—1,5 mm la care s-a efectuat o reglare de 6%.

Din acest punct de vedere, în cazul metodei de filtrare cu debit constant este mai avantajos un nisip mai fin, acesta avînd un efect de atenuare a tendinţei de antrenare a suspensiilor în cazul forţării stratului.

Desigur, cînd se discută din toate punctele de vedere, avantajul prezentat de fracţiunea fină, din punct de vedere al influenţei reglării, este diminuat de aspecte negative, care vor fi prezentate într-un capitol următor.

### 5.7.4. PROGRAMUL DE EXPLOATARE AL UNEI STAŢII DE FILTRARE LA CARE CUVELE FUNCŢIONEAZĂ CU DEBIT VARIABIL

În capitolele anterioare s-a arătat, că introducerea filtrării fără reglarea debitului apare oportună, pentru că se exclude posibilitatea înrăutăţirii calităţii filtratului prin reglări manuale sau automate, eliminîndu-se şi cheltuirea unor fonduri valutare.

Dificultatea aplicării metodei de filtrare cu debit variabil constă în aceea că este foarte greu, ca în condiţiile în care fiecare cuvă filtrantă lucrează cu un debit variabil, ansamblul staţiei să livreze un debit constant.

În acest sens, în capitolul de faţă sînt prezentate prelucrările teoretice ale unor programe de funcţionare ale unor staţii de filtrare, prin care să se livreze un debit cît mai constant, în condiţiile în care fiecare cuvă funcţionează cu debit variabil.

**În mod concret s-au avut în vedere următoarele două aspecte:**

1) *Prezentarea unor criterii de fixare a mărimii intervalului dintre pornirile a două cuve succesive.*

2) *Stabilirea duratei optime a ciclului de filtrare.*

5.7.4.1. **Condiţii iniţiale de calcul.** La fixarea parametrilor iniţiali s-a plecat de la acceptarea unui filtru tip — funcţionînd cu debit variabil şi caracterizat de următoarele **elemente**: ● *o fracţiune nisipoasă avînd un* $d_{10}$ *cuprins între 1,0 şi 1,1 mm şi un coeficient de neuniformitate de 1,1—1,4*; ● *înălţimea stratului de nisip de 1,00 m*; ● *viteza medie de filtrare pe ciclu cuprinsă în limitele 6—9 m/h*; ● *o înălţime a stratului de apă de deasupra stratului de nisip de 70—90 cm.*

În aceste condiţii s-au studiat 27 variante pentru rezolvarea primului obiectiv şi 28 variante pentru cel de al doilea, variante posibil a fi întîlnite în practica exploatării unor staţii de filtrare. Principalele caracteristici ale variantelor studiate sînt prezentate în tabelul 5.6 pentru primul obiectiv şi tabelul 5.7 pentru al doilea obiectiv.

Din examinarea datelor din tabele se observă că variantele s-au diferenţiat prin durata ciclului filtrant, prin numărul de cuve active la un moment dat în staţie şi prin mărimea intervalului dintre pornirile a două cuve succesive.

În cadrul studierii primului obiectiv s-a presupus pe baza unor concluzii anterioare, că pentru fiecare cuvă capacitatea de filtrare se poate reduce după unul din graficele din figura 5.20. Sînt luate în consideraţie cicluri de 12, 18 şi 24 h, în funcţie de turbiditatea apei care urmează a fi filtrată. De asemenea, pentru obţinerea unui volum total filtrat, apropiat de capacitatea medie a fil-

Scanned with OKEN Scanner

*Tabelul 5.6.*

**Centralizatorul variantelor studiate pentru precizarea intervalului dintre pornirile cuvelor**

| Nr. ord. | Nr. cuve active | Durata ciclului [h] | Intervalul dintre porniri [h] | $Q_{statie}$ Mediu | $Q_{statie}$ Minim | $Q_{statie}$ Maxim | Nr. maxim de cuve în spălare | $\Delta Q_{statie}$ abs. | $\Delta Q_{statie}$ [%] | Sporul de volum al rezervorului [%] |
|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|
| 1 | 6 | 24 | 2 | 600 | 515 | 690 | 1 | 175 | 29,00 | — |
| 2 | | | 3 | | 545 | 658 | 1 | 112 | 19,00 | — |
| 3 | | | 4 | | 575 | 625 | 1 | 50 | 8,50 | 3,00 |
| 4 | | 18 | 2 | | 535 | 667 | 1 | 132 | 22,00 | — |
| 5 | | | 3 | | 575 | 625 | 1 | 50 | 8,50 | 4,60 |
| 6 | | | 4 | | 551 | 651 | 1 | 100 | 16,70 | — |
| 7 | | 12 | 2 | | 575 | 625 | 1 | 50 | 8,50 | 4,20 |
| 8 | | | 3 | | 542 | 666 | 2 | 124 | 20,70 | — |
| 9 | | | 4 | | 548 | 648 | 2 | 100 | 16,70 | — |
| 10 | 10 | 24 | 2 | 1 000 | 942 | 1 066 | 1 | 124 | 12,40 | 0,10 |
| 11 | | | 3 | | 935 | 1 072 | 2 | 137 | 13,70 | — |
| 12 | | | 4 | | 926 | 1 074 | 2 | 148 | 14,80 | — |
| 13 | | 18 | 2 | | 952 | 1 052 | 2 | 100 | 10,00 | 0,18 |
| 14 | | | 3 | | 934 | 1 082 | 2 | 148 | 14,80 | — |
| 15 | | | 4 | | 952 | 1 052 | 2 | 100 | 10,00 | 0,22 |
| 16 | | 12 | 2 | | 952 | 1 102 | 2 | 148 | 14,80 | 0,22 |
| 17 | | | 3 | | 920 | 1 194 | 3 | 174 | 17,40 | — |
| 18 | 12 | 24 | 4 | 1 200 | 897 | 1 097 | 4 | 200 | 20,00 | — |
| 19 | | | 2 | | 1 180 | 1 230 | 1 | 50 | 4,10 | 0,03 |
| 20 | | | 3 | | 1 117 | 1 292 | 2 | 175 | 14,50 | — |
| 21 | | | 4 | | 1 150 | 1 250 | 2 | 100 | 8,40 | — |
| 22 | | 18 | 2 | | 1 119 | 1 285 | 2 | 166 | 13,70 | — |
| 23 | | | 3 | | 1 160 | 1 260 | 2 | 100 | 8,40 | 0,10 |
| 24 | | | 4 | | 1 136 | 1 269 | 2 | 133 | 11,10 | — |
| 25 | | 12 | 2 | | 1 180 | 1 280 | 2 | 100 | 8,40 | 0,10 |
| 26 | | | 3 | | 1 134 | 1 284 | 3 | 150 | 12,50 | — |
| 27 | | | 4 | | 1 096 | 1 296 | 4 | 200 | 16,70 | — |

trului, s-a presupus că în toate cazurile, filtrul, la pornire lucrează la un debit de 125% faţă de debitul mediu, iar ciclul se consideră încheiat în momentul în care debitul scade la 75% din debitul mediu al filtrului (adică 60% din debitul iniţial). Asupra acestei probleme — a limitării ciclului filtrant — se va reveni în partea a II-a a prezentului capitol.

Acest gen de încadrare a ciclurilor poate pare rigid, dar o interpolare între situaţiile fixate este posibilă, deoarece în toate variantele reducerea capacităţii de filtrare s-a presupus că este liniară, presupunere făcută pe baza unor numeroase experienţe efectuate cu fracţiunile de nisip având $d_{10} = 1{,}0 \ldots 1{,}1$ mm şi un coeficient de neuniformitate de 1,1—1,4.

Scanned with OKEN Scanner

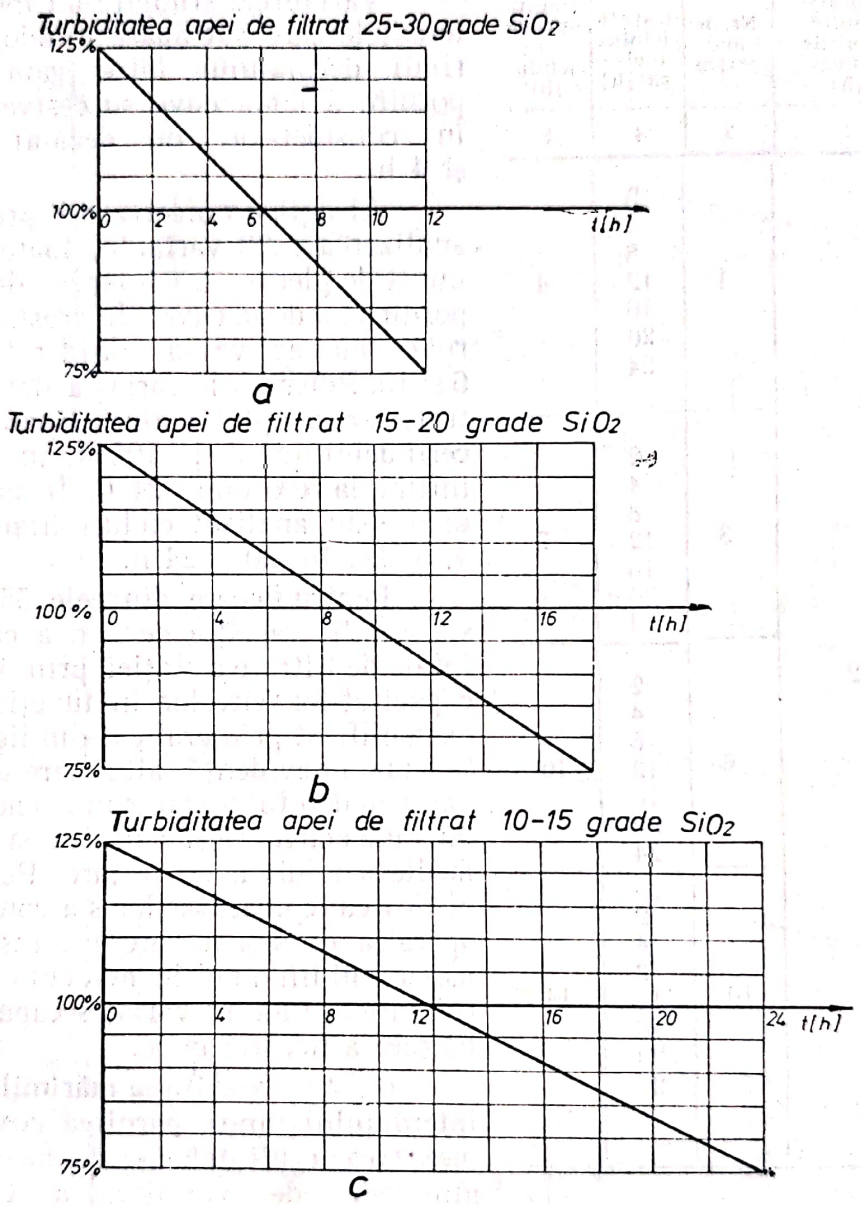



**Fig. 5.20. Curbele tip de reducere a capacității de filtrare pe o cuvă (nisip 1,0—1,5 mm):**

*a* — turbiditatea apei de filtrat 25—30 grade $SiO_2$; *b* — turbiditatea apei de filtrat 15—20 grade $SiO_2$; *c* — turbiditatea apei de filtrat 10—15 grade $SiO_2$.

Scanned with OKEN Scanner

*Tabelul 7.5.*

**Centralizatorul variantelor studiate pentru stabilirea duratei optime a ciclului**

| Nr. varian-tei | Durata dintre pornirile cuvelor [h] | Nr. de cuve active | Durata ciclului anali-zat [h] | Durata optimă a ciclului [h] |
|---|---|---|---|---|
| 1 | 2 | 3 | 4 | 5 |
| 1 | 2 | 1 | 2 | 4 |
| 2 | | | 4 | |
| 3 | | | 8 | |
| | | | 12 | |
| 4 | | | 16 | |
| 5 | | | 20 | |
| 6 | | | 24 | |
| 7 | | 3 | 2 | 7 |
| 8 | | | 4 | |
| 9 | | | 8 | |
| | | | 12 | |
| 10 | | | 16 | |
| 11 | | | 20 | |
| 12 | | | 24 | |
| 13 | | 6 | 2 | 10 |
| 14 | | | 4 | |
| 15 | | | 8 | |
| | | | 12 | |
| 16 | | | 16 | |
| 17 | | | 20 | |
| 18 | | | 24 | |
| 19 | | 10 | 2 | 14 |
| 20 | | | 4 | |
| 21 | | | 8 | |
| | | | 12 | |
| 22 | | | 16 | |
| 23 | | | 20 | |
| 24 | | | 24 | |
| 25 | | | | |
| 26 | | | | |
| 27 | | | | |
| 28 | | | | |

În ceea ce privește numărul de cuve, s-au luat în considerație acele stații de filtrare care prezintă un număr de 6, 10 și 12 cuve în funcțiune la un moment dat.

Variantele studiate au inclus și diferențele care pot apare în adoptarea mărimii decalajului între momentele de pornire a două cuve succesive. S-a luat în considerație un decalaj de 2, 3 și 4 h.

Al doilea obiectiv s-a precizat prin analizarea a 28 variante, toate avînd ca punct de plecare un interval de 2 h între pornirile a două cuve. În acest caz numărul cuvelor active s-a considerat a fi 1, 3, 6 și 10. Referitor la variația debitului filtrat, s-a adoptat o alură liniară a reducerii debitului de la 100%, în momentul inițial, la zero după 24 h. În aceste condiții s-au analizat cicluri limitate la 2, 4, 8, 12, 16, 20 și 24 h.

Pentru fiecare din cele 55 variante s-a stabilit variația de 24 h a capacității totale de filtrare a stației prin însumarea capacităților cuvelor în funcțiune, fapt exemplificat prin graficul din figura 5.21. Se pune în evidență saltul care are loc în variația debitului tratat în momentul spălării unei cuve, ca și capacitatea maximă, medie și minimă de tratare. Pentru simplificarea reprezentărilor s-a considerat că operația de spălare are loc instantaneu, momentul fiind pus în evidență prin saltul care are loc în variația capacității de filtrare a fiecărei cuve.

5.7.4.2. **Stabilirea mărimii optime a intervalului dintre pornirea cuvelor.** Comentarea rezultatelor se va face pe baza graficelor de variație a capacității totale de filtrare a stației, din care spre exemplificare sînt prezentate în figura 5.22 graficul unei variante favorabile (*nr. 19*), a unei variante defavorabile (*nr. 1*) și a unei variante intermediare (*nr. 10*).

Principalele caracteristici ale acestor grafice s-au trecut în tabelul centralizator 5.6 în coloanele 5 (debitul mediu) , 6 (debitul maxim) și 7 (debitul minim).

În coloana 8 se prezintă numărul maxim de cuve aflate în același timp în faza de spălare. S-a admis, din considerente ușor de înțeles, că pentru stația

Scanned with OKEN Scanner

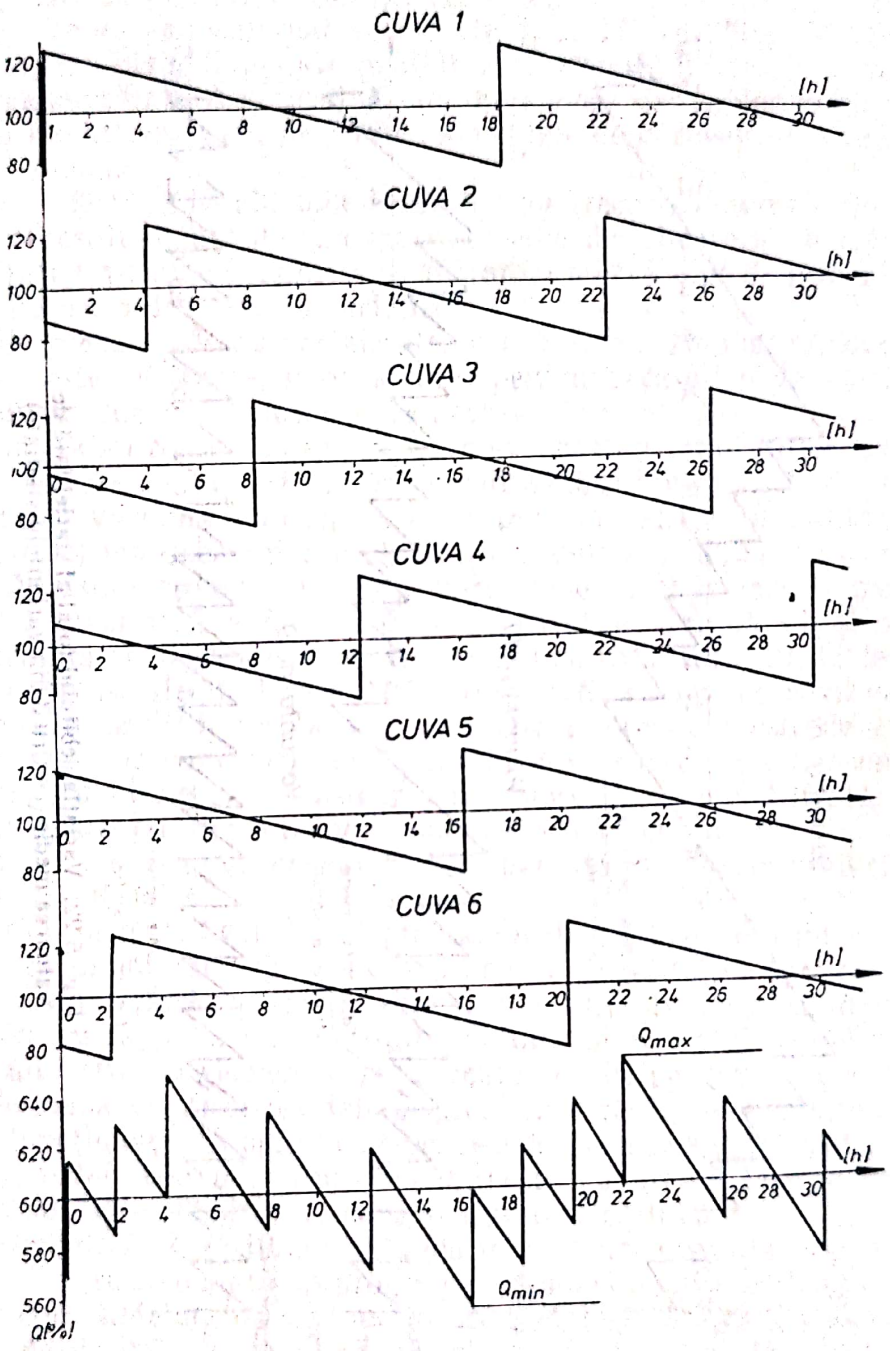



Fig. 5.21. Capacitatea totală de tratare.

Scanned with OKEN Scanner

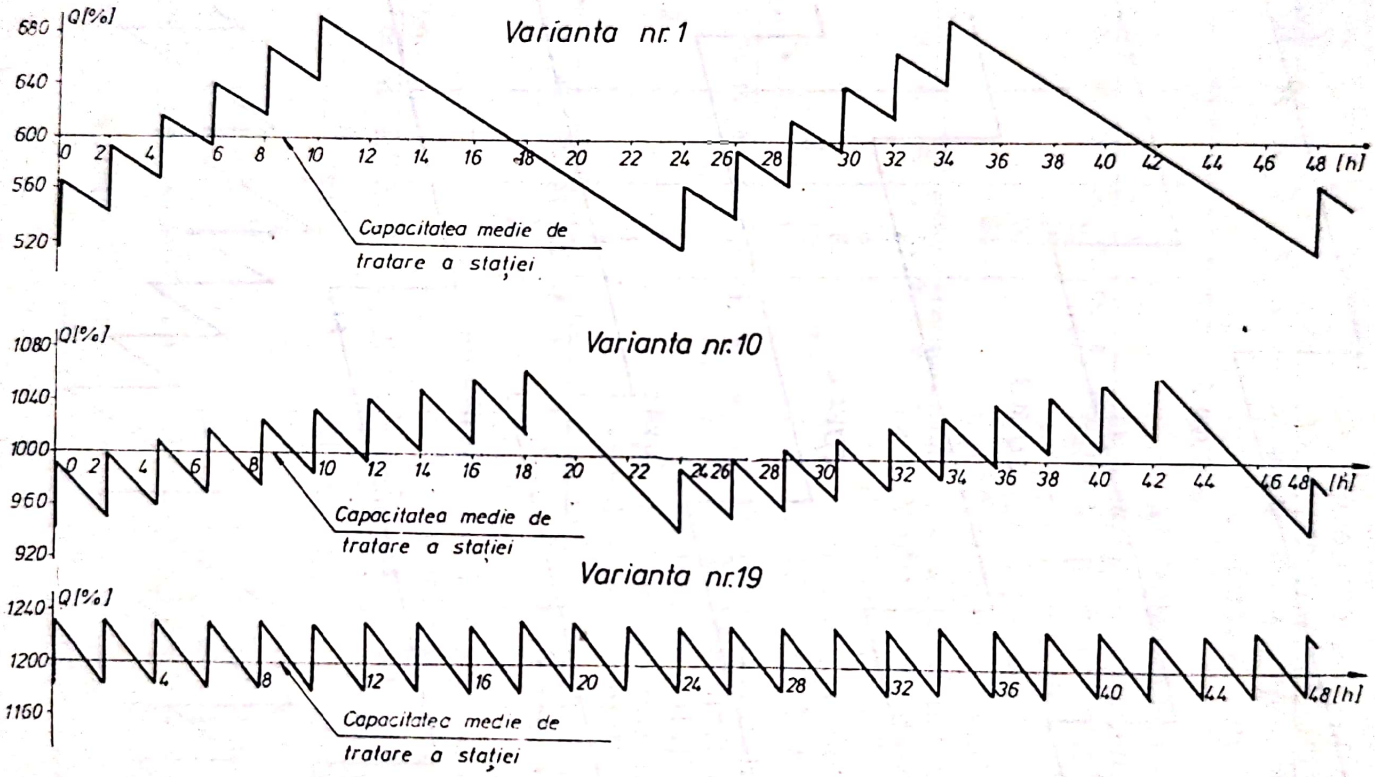



**Fig. 5.22. Variația debitului total al stației față de valoarea medie** (pentru 3 din variantele studiate)

compusă din 6 cuve să se spele doar o singură cuvă la un moment dat. Pentru stațiile avînd 10 sau 12 cuve filtrante numărul de filtre spălate concomitent s-a considerat că poate fi de maximum două, cu condiția prevederii unui rezervor de apă de spălare de capacitate corespunzătoare.

În acest mod, s-au eliminat variantele 8, 9, 17, 18, 26 și 27. Numărul de două cuve, posibil a fi spălate instantaneu, trebuie înțeles în următoarea idee: spălarea cuvelor se face imediat una după alta, dar spălările fiind considerate că au loc instantaneu, pe grafic momentele de desfășurare a celor două operații vor coincide.

În coloanele 9 și 10 ale tabelului 5.6 s-au trecut diferențele (în valoare absolută și procentual față de capacitatea medie de filtrare a întregii stații) între capacitățile maxime și minime de filtrare, observate pe diagramele corespunzătoare fiecăreia din cele 27 variante.

Valorile procentuale au variat între 4,1 și 29%. Impunînd condiția de minimum a acestei diferențe, se observă că pentru fiecare tip de stație mixtă există un număr redus de variante favorabile.

În cazul stației compusă din șase cuve în funcțiune, variantele favorabile sînt 3, 5 și 7, în care această diferență reprezintă 8,5% din capacitatea medie de filtrare a stației. Varianta 3 presupune că la un ciclu de 24 h (turbiditatea mică a apei de filtrat) mărimea intervalului între pornirile a două cuve succesive este de 4 h. Aceasta înseamnă că dacă pornirea cuvei nr. 1 se face la momentul zero, pornirea cuvei nr. 2 se face după 4 h, a cuvei nr. 3 după 8 h și așa mai departe. Varianta nr. 5 presupune că la un ciclu de 18 h (turbiditate de 15—20 grade $SiO_2$ a apei de filtrat) durata unei porniri să fie de 3 h. În cazul variantei nr. 6, la un ciclu de 12 h durata între pornirile a două cuve este de 2 h.

Suplimentar, în coloana 11 din tabelul 5.6 s-au trecut pentru variantele favorabile, sporul necesar a fi asigurat rezervorului de apă filtrată, pentru compensarea diferenței dintre debitele maxime și minime livrate.

În cazul unor stații cu un număr mai mare de cuve se observă că aceste sporuri sînt foarte mici.

Rezultă o primă concluzie, că programul de exploatare a unei stații de filtrare nu este un program rigid, ci este o funcție de calitate a apei ce urmează a fi tratată. Durata dintre pornirile a două cuve succesive se poate determina, ca fiind egală cu raportul dintre durata ciclului și numărul de cuve active. Durata ciclului este un element care se poate stabili pentru fiecare stație în parte, în perioada de încercări tehnologice, în funcție de anumite condiții concrete de funcționare. Numărul de cuve este de asemenea un element caracteristic stației, astfel că adoptarea programului este posibil a se face pe baza celor doi factori amintiți: numărul de cuve și durata ciclului.

În variantele 1, 2, 4, 10 etc. se pune în evidență greșeala care se face la acele stații, în care se adoptă un program de spălări a cuvelor una după alta, lăsînd o perioadă îndelungată de funcționare a stației, fără ca filtrelor să li se refacă capacitatea de reținere. În această perioadă capacitatea de tratare a stației se reduce considerabil.

Cel mai judicios este acel program în care cuvele se spală periodic, după un interval al cărui mod de determinare s-a amintit.

În mod similar se prezintă comentariile pentru stațiile alcătuite din 10 sau 12 cuve, cu o observație suplimentară: cu cît numărul de cuve active este

Scanned with OKEN Scanner

mai mare, cu atît se poate obține o variantă mai favorabilă, în sensul unei diferențe mai mici ale oscilațiilor capacității de filtrare a stației față de valoare medie. Se poate afirma astfel, că metoda de filtrare cu debit variabil se aplică în condiții mai bune la stațiile mai mari, alcătuite dintr-un număr mai mare de filtre.

5.7.4.3. **Limitarea ciclului filtrant.** Se va discuta cazul acelor filtre la care limitarea ciclului filtrant se face pe baza atingerii unei valori minime admisibile a vitezei de filtrare. Se va indica o metodă pentru stabilirea unei limite optime a ciclului filtrant: pe baza unor criterii economice.

Sînt luate în considerație, pe de o parte variația raportului dintre consumul de apă de spălare și volumul filtrat, ambele în funcție de durata ciclului, iar pe de altă parte variația diferenței dintre debitul maxim și debitul minim livrat de stație, în funcție de durata ciclului și de numărul de cuve active.

Calculul indicelui consumului de apă de spălare este redat în tabelul 5.8. În calcule s-a luat în considerație consumul de apă pentru o spălare de 10 min cu o intensitate specifică de 10 $dm^3/s.m^2$, Volumul filtrat s-a calculat

*Tabelul 5.8.* **Calculul indicelui consumului de apă de spălare**

| $T_{ciclu}$ [h] | 0,5 | 1 | 2 | 4 | 8 | 12 | 16 | 20 | 24 |
|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|
| Volumul de apă de spălare | | | | | 6 $m^3$ | | | | |
| Viteza momentană de filtrare [m/h] | 9,8 | 9,6 | 9,2 | 8,3 | 6,7 | 5,0 | 3,4 | 1,7 | 0,0 |
| Viteza medie de filtrare [m/h] | 9,9 | 9,8 | 9,6 | 9,1 | 8,3 | 7,5 | 6,7 | 5,8 | 5,0 |
| Volumul de apă filtrat [$m^3$] | 4,4 | 9,8 | 19,2 | 36,4 | 66,4 | 90 | 107 | 116 | 120 |
| $V_{sp}/V_{filtr}$ [%] | 134 | 61 | 31 | 16,5 | 9,1 | 6,7 | 5,6 | 5,2 | 4,8 |

pe baza unei viteze medii pe durata ciclurilor de 0,5; 1; 2; 4 h etc., considerînd că viteza inițială de 10,00 m/h ar scădea la zero după 24 h în mod liniar.

Calculele s-au făcut pentru un filtru de 1,00 $m^2$. Valorile astfel obținute s-au prezentat grafic în figura 5.23.

Se observă o relație invers proporțională între cele două caracteristici: cu cît ciclul filtrant este mai mare, cu atît indicele consumului de apă de spălare este mai mic.

Stabilirea diferențelor maxime dintre capacitățile de filtrare ale stației față de valoarea medie pentru fiecare din cele 28 variante (v. tabelul 5.7) s-a făcut după metoda prezentată în prima parte, rezultatele fiind puse în evidență

Scanned with OKEN Scanner

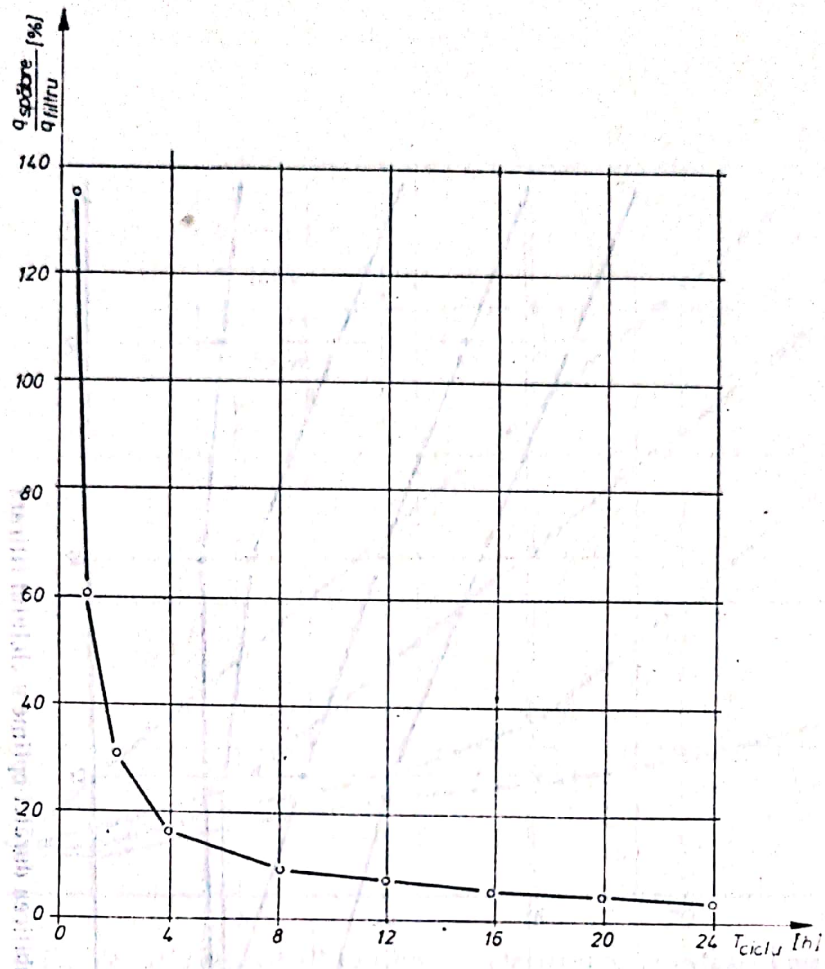



Fig. 5.23. **Curba consumului de apă de spălare în funcție de durata ciclului.**

prin cele 4 curbe din figura 5.24. În acest caz, relația este direct proporțională: cu cît ciclul este mai lung, cu atît diferențele sînt mai mari. Observația din capitolul anterior, că diferențele sînt mai mici (o uniformitate mai mare în variația debitului tratat pe ansamblul stației) la un număr mai mare de cuve este pusă în evidență și în acest caz, în figura 5.24 curba caracteristică stației cu 10 cuve prezentînd valorile cele mai mici.

Problema care se pune este aceea de a găsi durata ciclului filtrant la care, concomitent, atît indicele consumului de apă de spălare, cît și diferențele debitelor tratate față de capacitatea medie, prezintă valori minime. În acest scop se trasează curbele rezultate prin însumarea celor din figurile 5.23 și 5.24. Momentul de trecere a curbelor rezultate printr-un minim coincide din punct de vedere al celor doi indicatori, cu durata optimă a ciclului filtrant (fig. 5.25). Astfel, în coloana 5 din tabelul 5.7 sînt trecute, pentru fiecare număr de cuve, numărul de ore de funcționare după care filtrul trebuie oprit și spălat. Desigur, acestea sînt valabile pentru condițiile inițiale de calcul: acceptarea unui interval de 2 h între pornirile cuvelor și turbiditatea apei între 25 și 30 grade

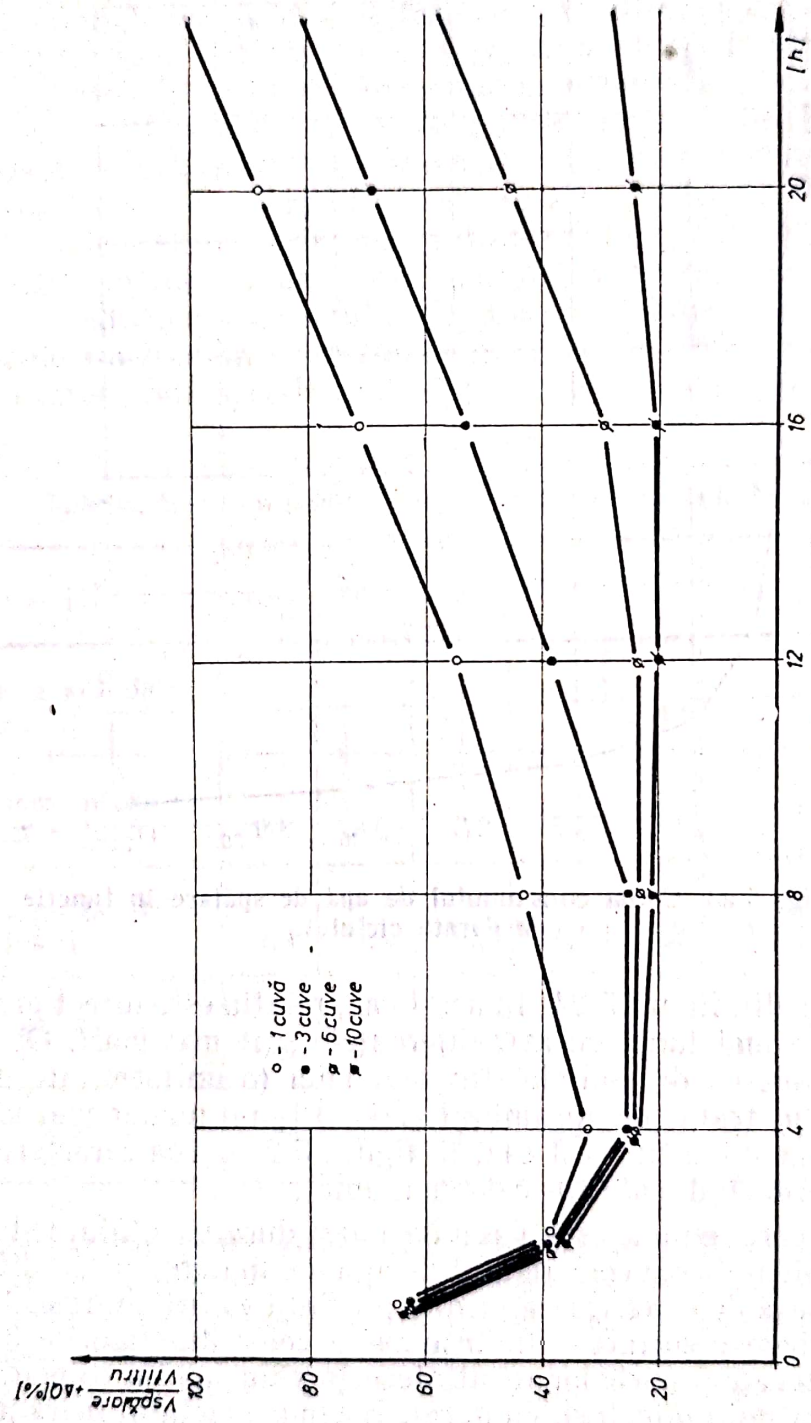



Fig. 5.24. Stabilirea duratei optime a ciclului filtrant.

Scanned with OKEN Scanner

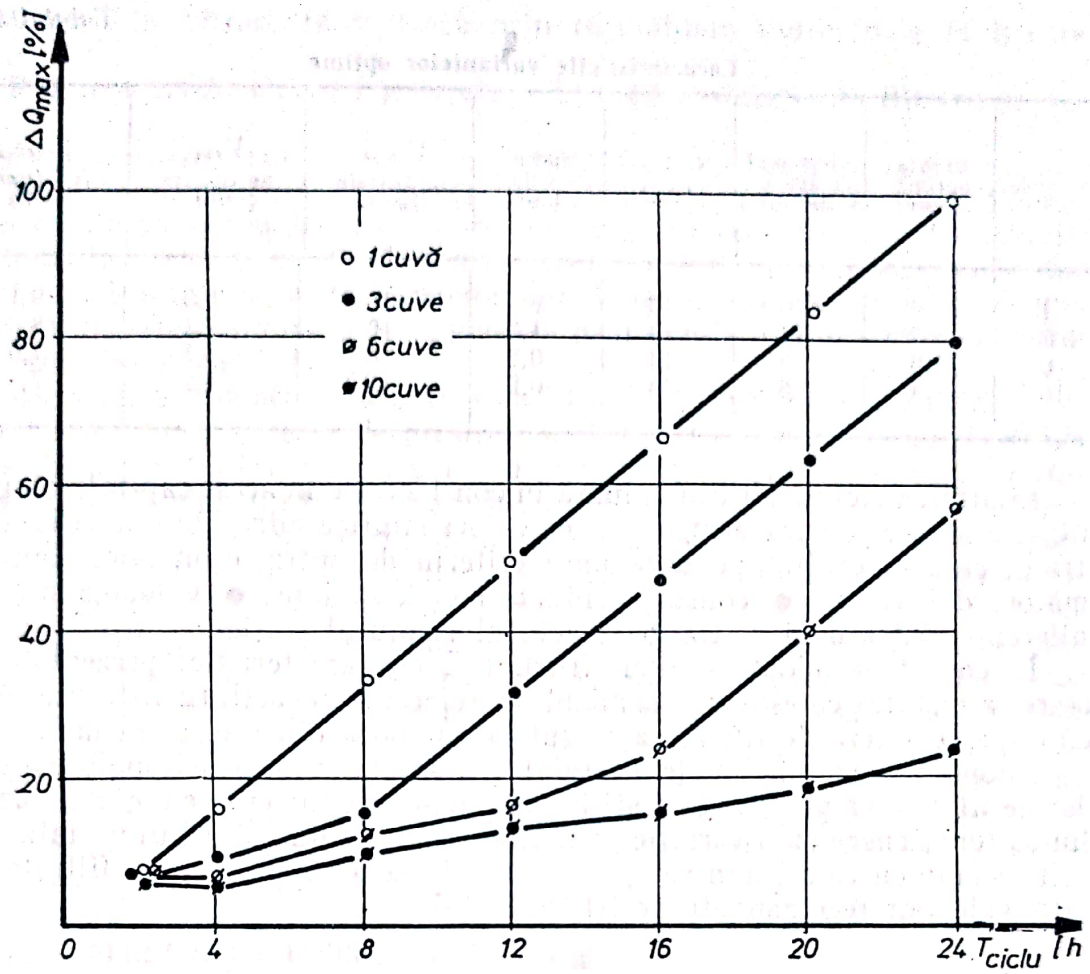



Fig. 5.25. **Variația capacității de filtrare a stației față de valoarea medie în funcție de durata ciclului de filtrare și de numărul de cuve al stației.**

$SiO_2$, prin acceptarea faptului că în 24 h viteza de filtrare scade de la 10,00 m/h la zero (tabelul 5.8).

În tabelul 5.9 sînt centralizate principalele caracteristici ale variantelor optime. Pentru cazurile practice (număr de cuve peste 6) se vede că în condițiile date se poate conta pe o durată a ciclului de 10—14 h, cu o limitare a vitezei finale de filtrare la 58—42% din cea inițială rezultînd consumuri de apă de spălare de 5—8% din volumul filtrat și o variație a debitului stației ce poate fi ușor compensat, printr-o exploatare rațională a rezervoarelor de apă tratată sau prin mărirea volumului rezervorului cu 0,2—0,5%.

**În asigurarea unei cît mai riguroase uniformități a debitului tratat pe ansamblul stației, s-au dovedit a fi importante două elemente:** ● *mărimea intervalului dintre pornirile a două cuve*; ● *criteriul limitării ciclului filtrant.*

În ceea ce privește mărimea intervalului, s-a stabilit că intervalul optim se poate determina ca raportul dintre durata ciclului și numărul de cuve. În aceste condiții se asigură o amplitudine maximă a debitului filtrat față de debitul mediu într-un procent care poate fi compensat cu ușurință printr-o exploatare corespunzătoare a rezervoarelor de apă tratată.

Scanned with OKEN Scanner

*Tabelul 5.9.*

**Caracteristicile variantelor optime**

| Nr. cuve | Durata optimă [h] | Consumul de apă de spălare [%] | $Q_{max}$ [%] | Sporul de volum [%] | $V_{init}$ de filtrare [m/h] | $V_{fin}$ de filtrare [m/h] | $V_{mediu}$ de filtrare [m/h] |
|---|---|---|---|---|---|---|---|
| 1 | 4 | 16 | 16 | 8 | 10 | 8,3 | 9,1 |
| 3 | 7 | 11 | 14 | 1,3 | 10 | 7,1 | 8,6 |
| 6 | 10 | 8 | 14 | 0,5 | 10 | 5,8 | 7,9 |
| 10 | 14 | 5 | 14 | 0,2 | 10 | 4,2 | 7,1 |

Limitarea ciclului filtrant, luată în considerație în acest capitol, s-a preconizat a se face pe baza atingerii unei valori minime admisibile a vitezei de filtrare, care a rezultat pe baza unui criteriu de optim economic, corelînd următorii doi factori: ● consum minim de apă de spălare; ● valoarea minimă a diferenței între debitul tratat și debitul mediu al stației.

În condițiile adoptării unui filtru tip, cu caracteristici prezentate în lucrare, a rezultat că este recomandabil ca refacerea capacității filtrante să se facă după ce viteza de filtrare a scăzut la 50—60% din viteza inițială.

Adoptarea acestei metode de stabilire a programului de exploatare a stațiilor de filtrare va permite ca stațiile care nu au echipament de reglare a debitului să funcționeze cu o variație instantanee a debitului efluentului față de debitul mediu cu valori minime și în condiții de calitate a apei filtrate în limita valorilor recomandate de STAS 1342-77.

## 5.8. TELECOMANDA ȘI AUTOMATIZAREA CONTROLULUI ȘI FUNCȚIONĂRII FILTRELOR RAPIDE

Filtrarea reprezintă procesul cel mai important și mai complex de tratare a apei. După introducerea reactivului are loc amestecarea apei cu reactivul, reacția lor, decantarea apei, iar apoi filtrarea.

Automatizarea instalației de filtrare înlesnește dirijarea vanelor, asigură reglarea uniformă a funcționării lor și un control sigur și continuu al desfășurării procesului de tratare a apei în această etapă.

**Reglarea automată a intensității funcționării instalației de filtrare** în funcție de schema generală de reglare a întregului sistem de alimentare cu apă se poate realiza fie după variația debitului de la stația de pompare anterioară, fie direct după variația nivelului apei în rezervor.

*În primul caz* odată cu schimbarea nivelului în rezervor se realizează și modificarea admisă prin stația de pompare, iar apoi în raport cu aceasta la schimbarea intensității de funcționare a instalațiilor de filtrare.

*În al doilea caz*, prin schimbarea nivelului în rezervor în același timp crește sau scade cantitatea de apă admisă prin stația de pompare în instalația de filtrare.

Scanned with OKEN Scanner

Viteza de filtrare se reglează prin regulatoare individuale la fiecare filtru.

**Reglarea productivităţii generale a întregii instalaţii de filtrare** se obţine:

*În primul caz* prin sistemul de distribuire a apei admise la filtre.

*În al doilea caz* prin acţionarea centralizată de la distanţă sau automată asupra regulatoarelor individuale care compensează oscilaţiile productivităţii la ieşirea diferitelor filtre din funcţiune pentru spălare şi care cresc sau reduc admisia apei prin staţia de pompare sau după nivelul în rezervor al apei curate. Acţionarea automată se realizează prin regulatorul principal al volumului instalaţiei de filtrare.

Necesitatea spălării poate fi stabilită după înrăutăţirea calităţii filtratului sau după pierderea de presiune în filtru. Ca urmare a complexităţii controlului automat al calităţii filtratului pentru fiecare filtru separat, necesitatea scoaterii filtrelor din funcţiune pentru spălare se stabileşte de obicei după pierderea de presiune. Spălarea automată se face cu un dispozitv special care comutează robinetele filtrului într-o anumită ordine şi care efectuează spălarea într-un timp dat. Constanta intensităţii spălării se menţine cu un regulator stabilit pe linia care conduce apa de spălare spre colectorul de presiune al filtrelor. Instalaţia de spălare formată din rezervor şi pompe, de obicei se automatizează, în care scop rezervorul este prevăzut cu un releu de nivel, iar pompele cu un sistem de dirijare automată. Cînd nivelul în rezervor scade pînă la limita cunoscută, releul de nivel cuplează agregatul de pompe, iar după umplerea lui îl decuplează. Automatizarea instalaţiilor de filtrare în complexul întregului sistem de alimentare cu apă este realizabilă prin dispozitive hidraulice sau electrice.

### 5.8.1. REGLAREA VITEZEI DE FILTRARE

Viteza de filtrare în filtrul care funcţionează fără reglare scade pe măsura colmatării stratului filtrant, fie după o curbă asimptotică apropiindu-se de zero sau liniar.

În cazul reglării automate viteza de filtrare se menţine constantă. Filtrul în aceste cazuri trebuie calculat astfel ca viteza de filtrare la o pierdere mai mare de presiune să fie normală. Pentru aceasta este necesar ca pe măsura colmatării filtrului, fie treptat să se mărească presiunea prin ridicarea nivelului, fie să se absoarbă la început presiunea excedentară. Acest lucru se obţine prin reglarea admisiei apei brute în filtru sau prin reglarea ieşirii filtratului.

Reglarea admisiei poate fi realizată fie numai prin oscilaţiile nivelului apei în filtru, fie prin oscilaţiile nivelului în acelaşi timp cu gîtuirea, care asigură compensarea pierderii în creştere de presiune, ca urmare a colmatării filtrului. Pierderea de presiune în filtrele actuale poate atinge 3,00 m. Compensarea unei astfel de pierderi în cazul reglării vitezei de filtrare prin schimbarea nivelului necesită o înălţime corespunzătoare a filtrului ceea ce sporeşte şi costul lui şi volumul staţiei. În afară de aceasta, acest procedeu nu este indicat nici din punctul de vedere al exploatării, ceea ce are ca urmare faptul că el nu este răspîndit.

Scanned with OKEN Scanner

Reglarea admisiei apei prin schimbarea nivelului în același timp cu gîtuirea, practic poate fi îndreptățită numai în condițiile folosirii unor dispozitive speciale (de exemplu a dispozitivelor de deversare în canalul de curgere al filtrelor), care asigură distribuirea apei admise egal între filtre. În acest caz creșterea nivelului apei în filtru ca urmare a colmatării lui duce la deschiderea supapei de strangulare în conducta filtratului care lasă să treacă întotdeauna atîta apă, cîtă apă intră în filtru, adică menține o viteză de filtrare uniformă în toate filtrele. Prin sporirea admisiei apei de la stația de nivel afluxul de apă va crește la fel în toate filtrele, datorită cărui fapt supapele se vor deschide, lăsînd să treacă toată cantitatea de apă. Acest procedeu foarte simplu de reglare a funcționării filtrelor în conformitate cu admisia apei și-a găsit aplicare în multe instalații de filtrare cu productivitate mică și medie.

La cele mai simple tipuri de regulatoare a admisiei în calitate de indicator de nivel se folosește un dispozitiv plutitor, în care flotorul, care plutește la suprafața apei de filtrat, cu ajutorul pîrghiilor este legat de supapa de strangulare de pe ieșirea filtratului. Neajunsul unor astfel de regulatoare constă în posibilitatea basculării lor în cazul oscilațiilor întîmplătoare ale nivelului și a unei alimentări masive cu apă. Acest neajuns se elimină prin folosirea legăturii inverse, care compensează astfel de basculări.

Regulatorul vitezei de filtrare cu indicator cu flotor, care are legătură inversă, pentru filtrele cu o suprafață pînă la 100 m² este arătat în figura 5.26. Mișcarea flotorului *1* prin pîrghii se transmite sertărașului distribuitor *2*. Presiunea transmisă pistonului ventilului *3*, deplasîndu-l, schimbă viteza de filtrare. Deplasarea tijei ventilului întoarce sertărașul de distribuire în poziție inițială. În acest caz se întrerupe mișcarea următoare a ventilului, prin care se și asigură legătura inversă în regulator. Regulatoarele de admisie

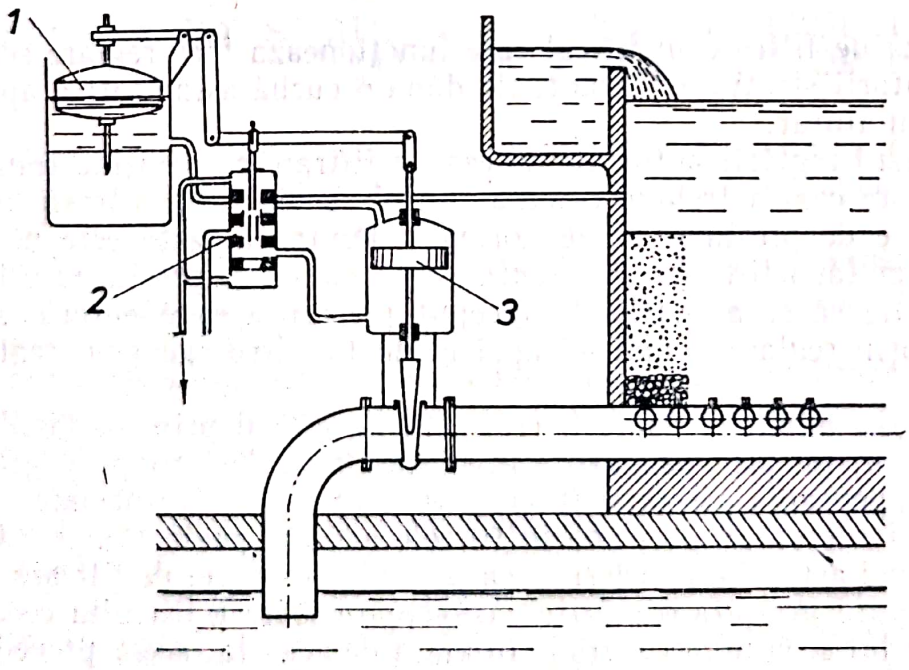



Fig. 5.26. **Schema regulatorului hidraulic de nivel filtrant:**
*1* — flotor; *2* — cutie de distribuție; *3* — piston.

Scanned with OKEN Scanner

cu indicator cu flotor al nivelului apei în filtru și cu supapă de gîtuire sînt folosite la instalațiile de filtrare mici și medii unde îi asigură o viteză uniformă de filtrare în toate filtrele. Ele permit să se oprească filtrele fără golirea lor în cazul întreruperii admisiei apei, cît și semnalizarea necesității spălării filtrului în urma atingerii pierderii limită de presiune, care provoacă creșterea nivelului în filtre mai sus de norme. Neajunsurile acestui sistem, care împiedică folosirea lor în instalațiile cu productivitate ridicată, constă în dificultatea distribuirii uniforme a apei admise între un număr mare de filtre mari și în imposibilitatea reglării automate a vitezei de filtrare la diferite filtre.

De aceea **pentru instalațiile mai mari se folosește tot mai mult reglarea ieșirii filtratului.** Regulatoarele folosite pentru acest scop se împart în *regulatoare de tip deschis cu ieșire liberă* a filtratului în atmosferă și *regulatoare de tip închis*, care schimbă rezistența la ieșire a apei din filtru.

Regulatoarele vechi de tip deschis funcționau cu flotoare, aflate în camera cu nivel constant al apei. Nivelul în rezervorul de apă curată la astfel de regulatoare trebuie să fie mai jos de orificiul de evacuare pentru a evita acțiunea inversă a nivelului în regulator. Diferența nivelelor în camera regulatorului și în rezervorul de apă curată este pierderea suplimentară de presiune (de la 0,70 la 1,00 m $H_2O$) și duce la creșterea cotelor instalațiilor; în afară de aceasta, acești regulatori sînt periculoși din punct de vedere sanitar.

Cei mai raționali sînt regulatorii puși în acțiune de indicatoarele de debit. Astfel de regulatori pot fi complet închiși și permit să se folosească toată presiunea creată de diferența cotelor nivelelor apei de filtrare și curate, astfel că înălțimea orizontului apei curate nu influențează procesul de reglare. Regulatorul de acest tip (figurile 5.27 și 5.28) este format din tubul

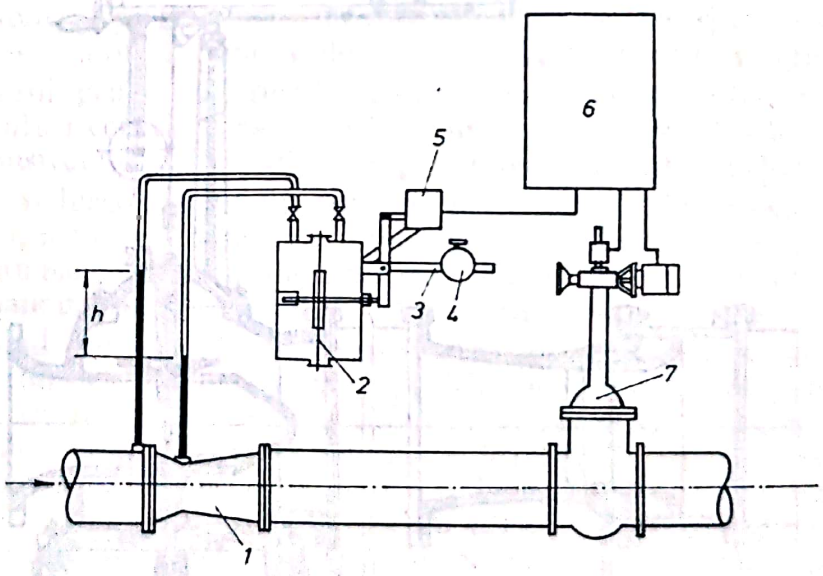



Fig. 5.27. **Schema regulatorului hidroelectric** (Vodgheo):
*1* — tub Venturi; *2* — cutie cu membrană; *3* — sistem de comandă; *4* — greutate; *5* — barometru cu trei poziții; *6* — dispozitiv cu releu; *7* — vană.

Scanned with OKEN Scanner

Venturi și din ventilul cu membrană. În partea de jos membrana se află sub presiune în duza tubului Venturi, iar în partea de sus sub presiunea apei la ieșirea din tub. Această diferență de presiune se egalizează printr-o contragreutate mobilă pe umărul pîrghiei. Dacă căderea de presiune în tubul Venturi acționează asupra membranei mai slab decît forța contragreutății, ventilul de reglare este deschis complet. Dacă însă acțiunea căderii de presiune va depăși forța contragreutății, ventilul începe să se închidă. Cînd căderea de presiune corespunde precis sarcinii membranei, are loc un echilibru. Presiunea absolută în conducta de apă nu influențează procesul de reglare, de aceea astfel de regulatori pot fi instalați și în conductele de presiune. Regulatorul funcționează cu o cădere de presiune în tubul Venturi de 1,50 m $H_2O$. Membrana reprezintă un disc de cauciuc. Axele de bronz ale ventilelor sînt trecute în bucșele de ebonită, care reduc frecarea stocului ventilului. Greutățile stabilite se deplasează de-a lungul pîrghiei oscilante cu un cilindru cu servomotor. Alături pe pîrghia oscilantă există două scale pentru oprirea greutății mobile, prevăzută pentru aceasta cu ac indicator. Una din scale indică productivitatea filtrului, în $m^3/h$, iar cealaltă viteza de filtrare, în m/h. Limita de reglare, adică raportul productivității minime de reglare a filtrului față de cea maximă este de 1 : 4. În cadrul acestei limite regulatorul funcționează cu o precizie de $\pm$ 5% față de productivitatea nominală.

Reglarea centralizată a productivității stației de filtrare, utilată cu astfel de regulatoare ale vitezei de filtrare, cît și schimbarea de la distanță a reglării se fac cu ajutorul dispozitivelor hidraulice sau electromecanice, care permit să se stabilească dintr-un punct îndepărtat productivitatea filtrelor la orice valoare în limitele reglării. În regulatorul cu dispozitv hidra-

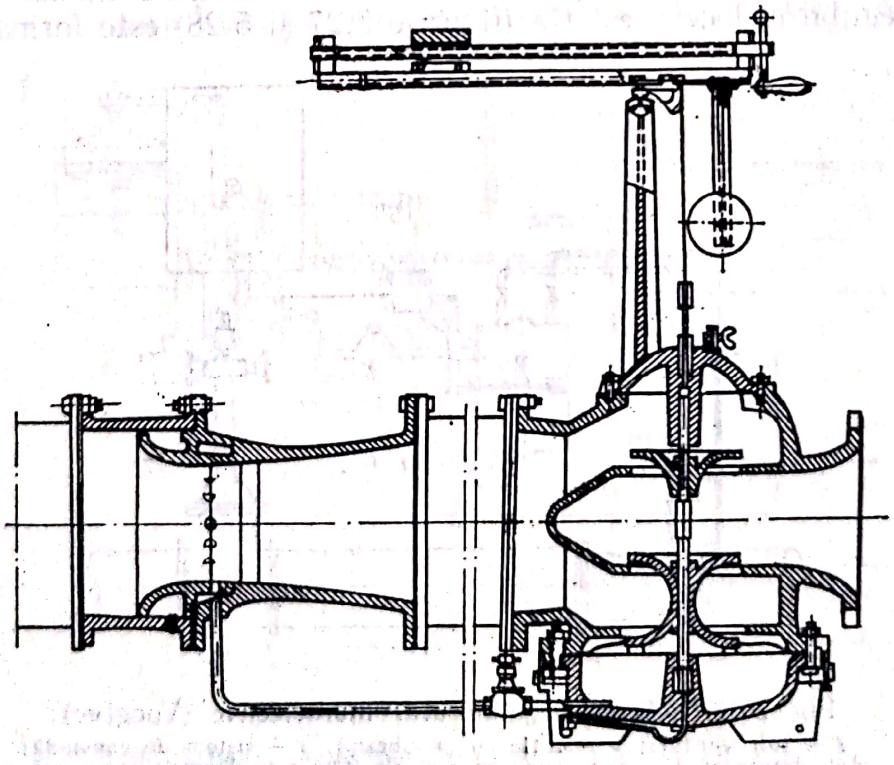


**Fig. 5.28. Regulator al vitezei de filtrare cu contragreutate.**

Scanned with OKEN Scanner

ulic de reglare în corpul ventilului este construită o a doua cameră cu membrană de cauciuc. În timpul funcționării partea de jos a acestei camere comunică cu aerul din afară, iar partea de sus cu un vas fixat cu ajutorul tubului care duce la locul de deservire a filtrului. În acest vas trece apa prin deversorul care menține în el nivelul dat. Înălțimea acestui nivel, adică presiunea statică care acționează în calitate de forță de reglare asupra membranei de reglare, poate fi schimbată prin varierea înălțimii dispozitivului de suspensie al vasului, prevăzut cu un indicator, cu ajutorul căruia poate fi dată productivitatea necesară a filtrului. Folosirea acestui dispozitiv hidraulic, care necesită mult loc, se recomandă numai pentru acele instalații de filtrare unde se poate ca dintr-un punct central să se dirijeze un mare număr de regulatoare.

În acest caz se poate ca toți regulatorii să fie cuplați la același vas de reglaj, fapt pentru care întreaga instalație va fi mai ieftină și mai simplă. Distanța dintre punctul central de dirijare și regulatoare poate să ajungă pînă la 100 m. Totuși la o astfel de reglare centralizată toți regulatorii se cuplează în același timp și pot fi stabiliți numai pentru aceeași productivitate.

Acest neajuns poate fi îndepărtat prin folosirea în locul membranei de reglaj a unui mecanism electromotor care deplasează greutatea (v. fig. 5.27). Pe brațul scurt al pîrghiei este fixat un motor trifazic de tip închis cu un rotor în scurt-circuit, care cu ajutorul unei perechi de roți dințate rotește axul principal al greutății mobile. La o distanță mică între postul de dirijare și regulatoare motorul se cuplează direct cu un întrerupător. La distanțe mari motorul se cuplează prin sistemul de dirijare la distanță. La capetele pîrghiei se află întrerupători finali care decuplează automat motorul în cazul în care greutatea trece de limitele stabilite pentru ea. Numărul rotațiilor axului principal al greutății mobile este astfel calculat ca drumul complet de la un capăt al pîrghiei pînă la altul în limitele deplasării se efectuează timp de 20—30 min, în funcție de mărimea regulatorului și tipul de filtru.

Neajunsul general al regulatoarelor hidraulice ale vitezei de filtrare cu tubul Venturi constă în aspectul lor voluminos, în costul ridicat și în lungimea de construcție mare care sporește volumul clădirii stației de filtrare.

Pentru reducerea lungimii regulatorului, tubul Venturi este înlocuit cu duza Venturi, iar ventilul cu membrană este înlocuit cu un închizător cu diafragmă. Schimbarea gradului de deschidere a unui astfel de închizător se face printr-un manometru diferențial cu membrană fixat pe duză.

În scopul reducerii în continuare a lungimii conductei de apă cu regulator și a unificării regulatoarelor pe filtrele prevăzute cu vane și dispozitiv hidraulic, se indică ca vana (robinetul) stabilită pe tubul filtratului să fie folosită și pentru reglarea vitezei de filtrare. În acest caz nu mai este nevoie de un regulator special și poate fi folosit un regulator format din 3 părți standard: duză Venturi sau simplu diafragme, robinete cu dispozitiv hidraulic și din manometru diferențial cu membrană cu sertăraș distribuitor.

Pentru reglarea automată în locul manometrului diferențial poate fi folosit pentru controlul vitezei de filtrare un indicator cu sistem de contact, care cu ajutorul unei aparaturi electrice intermediare poate acționa de asemenea asupra vanei hidraulice.

Scanned with OKEN Scanner

La un astfel de regulator (fig. 5.29) viteza de filtrare este dată de un dispozitiv secundar *0* (operator) anexat la un impulsor inductiv al manometrului indicatorului de viteză a filtrării *ISF* prin transformatorul *2T*. În bobinajul lui secundar prin redresoarele *B*, alimentate de transformatorul *1T*, este cuplat releul de polarizare *PR*. Acest releu reacţionează asupra fazei curentului în diagonala punţii de inducţie, formată din bobinele impulsorului

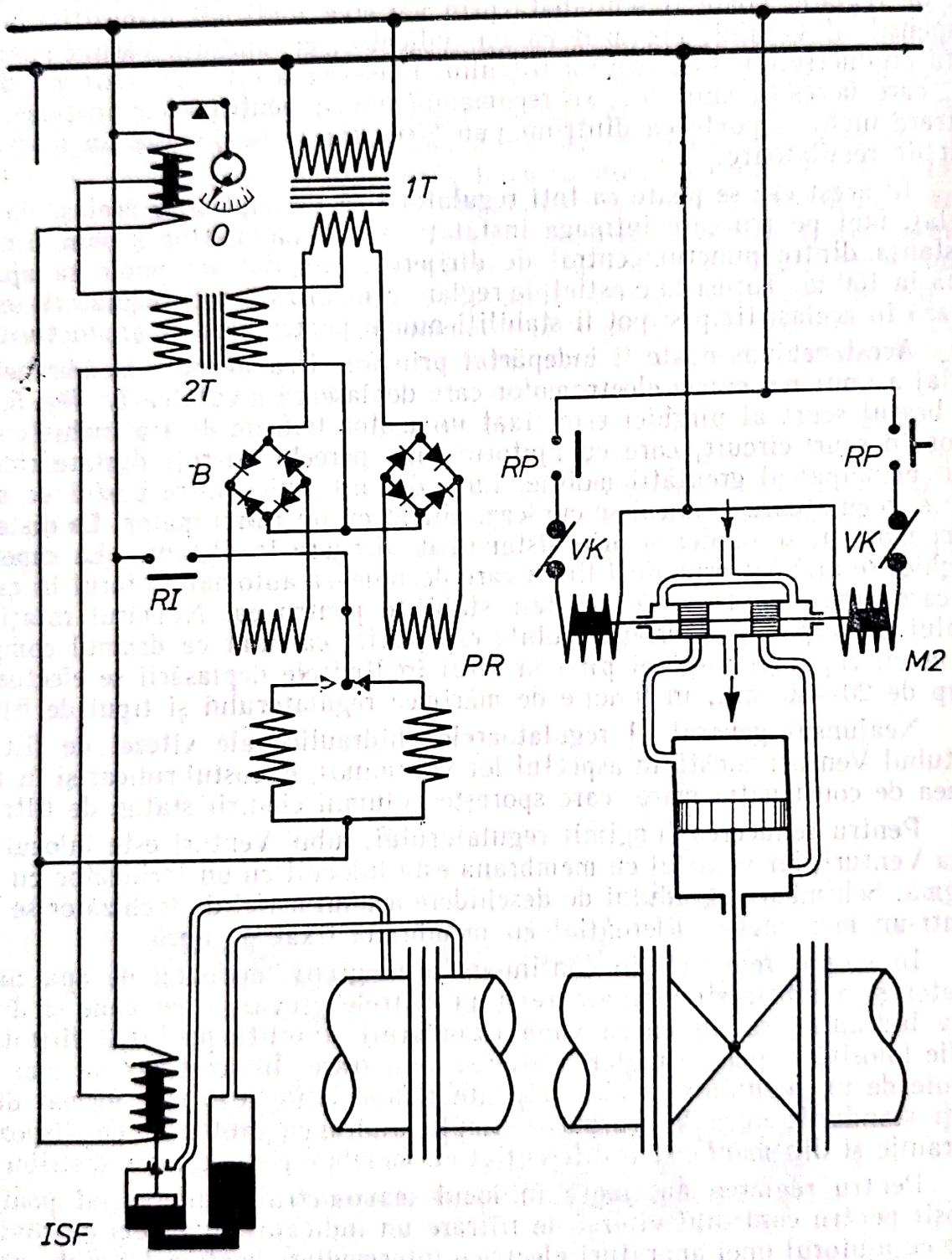



Fig. 5.29. **Schema regulatorului vitezei de filtrare cu acţiune hidraulică.**

Scanned with OKEN Scanner

*ISF* şi operatorul *0*; curentul apare în urma balansării punţii ca urmare a schimbării vitezei de filtrare conform celei stabilite de operator. Releul polarizant *PR* cuplează în acest caz prin unul din releele intermediare *RP* electromagnetul corespunzător al sertarului distribuitor *MZ*, care lasă să cadă apa sub presiune în dispozitivul hidraulic al vanei care reglează viteza de filtrare. În situaţii extreme vanele electromagnetului se decuplează cu întrerupătorii marginali *VK*. Stabilitatea reglării se asigură cu un releu de impuls *RI* care întrerupe periodic reţeaua releelor intermediare. Pentru realizarea reglării centralizate operatorii sînt prevăzuţi cu dispozitive de distanţă dirijate de la punctul de dispecerat. Aceste dispozitive mai pot fi legate încă de un debitmetru al staţiei de pompare.

Dacă în instalaţia de filtrare presiunea apei, necesară pentru funcţionarea vanelor hidraulice, este insuficientă, este posibilă folosirea sistemelor electrice de reglare cu clapetă de strangulare cu motor.

### 5.8.2. DIRIJAREA SPĂLĂRII FILTRULUI

Indicele de colmatare al filtrului este pierderea crescîndă de presiune sau viteza de scădere a vitezei de filtrare. Cînd pierderea de presiune în filtrul care funcţionează cu viteză constantă de filtrare va atinge valoarea corespunzătoare deschiderii complete a regulatorului vitezei de filtrare, sau viteza de filtrare a filtrului care funcţionează cu pierdere constantă va scădea la limită, filtrul trebuie să fie spălat. Spălarea se face printr-un curent invers de apă curată. Durata spălării depinde de gradul de impurificare al stratului de filtrare şi oscilează în limitele 10 la 25 min.

Procesul spălării constă din ciclul comutării curenţilor de apă într-o anumită ordine. La început se întrerupe admisia apei brute în filtru. Cînd masa principală de apă este filtrată, se închide ieşirea filtratului şi se deschide ieşirea la canalul de scurgere unde se scurge apa brută rămasă de pe suprafaţa filtrului. După aceasta apa curată trece prin stratul de filtrare de jos şi sus şi efectuează spălarea. După trecerea intervalului de timp dat, cînd toată murdăria este luată şi nisipul va fi suficient de curat, admisia apei curate de jos şi evacuarea apei murdare se întrerup. Se reia alimentarea cu apă brută a filtrului şi treptat începe ieşirea filtratului. Cu aceasta procesul de spălare se încheie şi filtrul intră iar în funcţiune.

În cazul dirijării automate a spălării personalul este scutit de controlul continuu al funcţionării filtrului.

Dirijarea automată a spălării filtrelor se face printr-un sistem de dirijare hidraulic sau electric. Începutul ciclului poate servi impulsul indicatorului vitezei de filtrare sau a pierderii de presiune, iar comutarea curenţilor de apă poate fi rezultatul acţiunii indicatorilor stărilor intermediare ale filtrului, rezultatul încheierii operaţiei precedente sau rezultatul impulsului distribuitorului. Sistemul dirijării automate a spălării cu ajutorul indicatorilor stărilor intermediare ale filtrului în principiu este cel mai perfect, deoarece acţiunea lui este condiţionată de desfăşurarea reală a procesului spălării, şi nu numai de îndeplinirea comutărilor. Totuşi, un astfel de sistem necesită folosirea multor aparate complicate. Sistemul de dirijare a spălării bazat pe schema raportului operaţiilor este mult mai simplu. Acţiunea lui nu este

Scanned with OKEN Scanner

legată de procesul real de spălare. El urmăreşte doar executarea diferitelor comutări.

S-au elaborat sisteme complexe de spălare automată a filtrelor la care s-au folosit schemele raportului şi distribuitorii cu folosirea la cîteva operaţii a indicatorilor stărilor intermediare. Intensitatea spălării se stabileşte prin vana de pe tubul de curgere.

Niplul se deplasează cu întreruperi mişcîndu-se 0,5 mm la fiecare 1,5 min. La fiecare orificiu el face 4 opriri. La prima mişcare în camera de spălare niplul prin flanşa lui întrerupe treptat admisia apei brute în cameră. În timpul următoarei opriri filtrarea se încheie. Prin noua mişcare a niplului camera comunică cu tubul de curgere. Niplul se opreşte şi începe spălarea.

La următoarea mişcare a niplului flanşa întrerupe spălarea, după care în timpul opririi următoare a niplului are loc depunerea nisipului, care se continuă şi în timpul următoarei mişcări şi opriri. După aceasta niplul deschide orificiul, camera comunică cu tamburul distribuitor şi în ea din nou începe filtrarea, iar niplul trece la următoarea cameră pentru spălarea ei. Întregul ciclu de spălare a fiecărei camere, format din 9 operaţii, se petrece în acest fel în 8,5 min.

Filtrarea are loc la o pierdere constantă de presiune în stratul de filtrare şi o viteză variabilă a filtrării în fiecare cameră.

Cel mai simplu sistem de dirijare a spălării filtrelor deschise pentru apa potabilă cu distribuitor este sistemul automat cu un distribuitor hidraulic cu motor electric. Tamburul distribuitor al dispozitivului este prevăzut cu o serie de came care deschid şi închid supapele care dirijează apa sub presiune în cilindrii vanelor. Spălarea filtrului se face după o rotaţie a tamburului. Durata diferitelor operaţii depinde de aşezarea camelor pe tambur, durata întregului ciclu de spălare este constantă.

Neajunsul principal al acestui automat constă în absenţa controlului legat de procesul de spălare, cît şi în imposibilitatea protecţiei distrugerii mersului normal al lui. Astfel în cazul menţinerii în deschidere a vanei de curgere şi a deschiderii celei de presiune nivelul în filtru se ridică repede, apa trece peste margini şi inundă încăperea. Dacă la începutul spălării în rezervorul de presiune nu va fi apă, atunci spălarea, indiferent de deschiderea vanei de presiune, nu va avea loc, în timp ce automatul după trecerea timpului dat va trece la următoarele operaţii. De aceea acest automat nu este larg folosit.

Academia de Gospodărie Comunală din Moscova a elaborat sisteme de dirijare automată a spălării filtrelor cu distribuitor electrohidraulic care trimit apa direct sub presiune în cilindrii dispozitivului vanelor. Aceste sisteme sînt prevăzute cu dispozitive de control-blocare. La aceste sisteme sînt eliminate lipsurile de construcţie ale sistemului automat.

Sistemul spălării automate cu distribuitor electrohidraulic (fig. 5.30) este format din releul cu programare de timp $K$, din 2 indicatori cu ejectori pe conductele de presiune $RD$ şi de scurgere $RY$, din distribuitorul $R$ cu dispozitiv electrohidraulic şi 2 discuri aflate pe acelaşi ax care cu canalele legate cu tubul de presiune (disc *1*) şi tubul de curgere (disc *2*).

Discurile se rotesc în cilindri tubulari cu ştuţuri legate de dispozitivele vanelor hidraulice astfel ca la o anumită poziţie a discurilor să se exe-

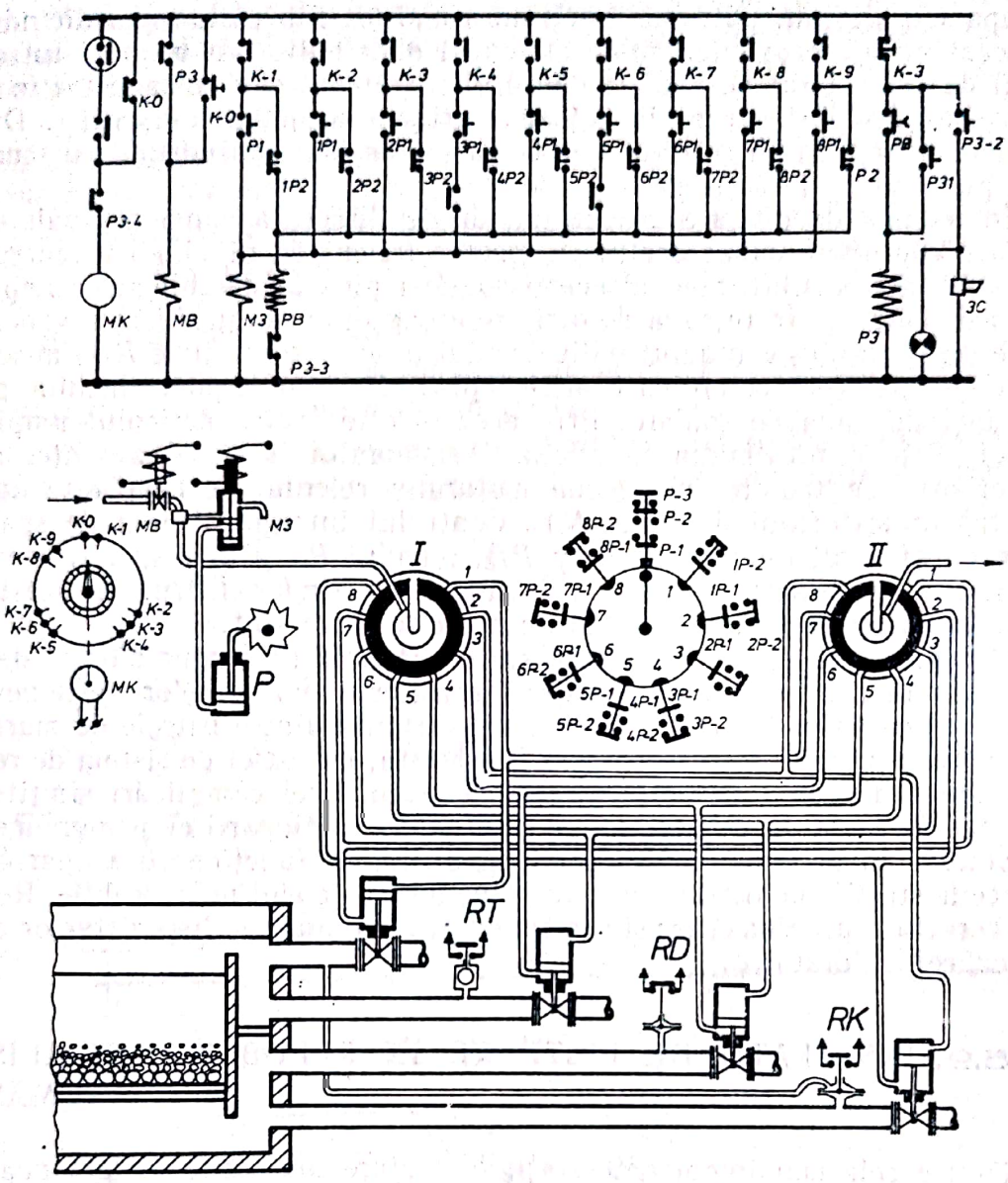



Fig. 5.30. Schema de automatizare a spălării filtrelor AKH cu acționare hidroelectrică.

cute din timp operația prevăzută de deschidere sau închidere a vanelor. Releul cu motor cu program de timp *K* este pus în funcțiune de indicatorul pierderii de presiune *MH* și conduce întregul ciclu al spălării filtrului prin trimiterea impulsurilor corespunzătoare. Pentru aceasta releul are 9 indici de contact stabiliți într-o anumită ordine a includerii operațiilor în timp. Distanța dintre indici se determină prin durata diferitelor operații. Fiecare impuls al releului de timp cu ajutorul sertarului electromagnetic *M3* pune în acțiune dispozitivul hidraulic *P* al distribuitorului.

Dispozitivul este format din cilindru cu piston și un mecanism cu clichet așezat pe axul tamburului distribuitor. La cuplarea sertarului electromag-

netic apa sub presiune pătrunde în cilindru mai jos sub piston și ridicîndu-l, deplasează cu ajutorul clichetului tamburul distribuitor cu un pas. Întreruptorul de drum fixat pe axul tamburului comutează electromagnetul la fiecare pas al distribuitorului în rețeaua dirijării următoarei operații. După întreruperea impulsului sertarul unește partea de jos a cilindrului cu scurgerea și pistonul se lasă în jos.

În rețeaua de dirijare a operației de deschidere a vanei de spălare se introduce contactul indicatorului cu ejector (releul de nivel *R*) al curgerii, ceea ce exclude posibilitatea începerii spălării pînă la deschiderea completă a vanei de curgere. În rețeaua de dirijare a operației de închidere a vanei de curgere este introdus contactul indicatorului (releul de presiune *RD*) mișcării apei de spălare, ceea ce are ca urmare faptul că ea nu se poate închide pînă nu se închide vana de spălare. Prin aceasta este exclus pericolul umplerii filtrului. Pentru prevenirea funcționării sistemului în cazul absenței apei în rezervorul de spălare în rețeaua motorului releului de timp este inclus contactul indicatorului de nivel *NY*. Controlul întregului ciclu de spălare se face cu ajutorul releului de timp *PB*, releului *P3* și al dispozitivelor de semnalizare. Automatul poate servi numai un singur filtru. În acest fel trebuie ca la stație să fie atîtea automate cîte filtre sînt.

Din punct de vedere economic este de dorit ca un singur bloc să deservească un număr cît mai mare de filtre. Totuși prin separarea lor crește nevoia de cablu și mai ales la stațiile mari unde distanța dintre filtrele de margine se măsoară în zeci de metri. În afară de aceasta, un astfel de sistem de reducere a numărului aparatelor se obține cu prețul unei complicări simțitoare a schemei. Aceasta duce la reducerea siguranței funcționării ei și îngreunează exploatarea, cu atît mai mult cu cît condițiile de funcționare a aparaturii electrice la stațiile de filtrare în condiții de umezeală sînt nefavorabile. Rezolvarea corectă a problemei constă în îmbinarea rațională a dispozitivelor electrice cu cele hidraulice.

## 5.9. INSTALAȚII DE FILTRARE ÎN REPUBLICA SOCIALISTĂ ROMÂNIA

Dintre cele mai importante stații de tratare construite în țara noastră se pot cita cele realizate sau în curs de realizare pentru alimentarea cu apă potabilă a orașelor: București, Brașov, Iași, Baia Mare, Rîmnicu Vîlcea etc. Trecerea acestora în revistă se va face numai din punct de vedere al prezentării principalelor caracteristici constructive și tehnologice ale filtrelor incluse în cadrul stației.

În tabelele 5.10 și 5.11 se arată comparativ principalele caracteristici ale acestor filtre rapide realizate în respectivele stații în comparație cu unele mai vechi.

**Din analiza tabelelor reies următoarele aspecte:**

1) *Folosirea în toate cazurile a filtrelor rapide cu nivel liber.*

2) *Din punct de vedere constructiv există două tendințe de realizare de cuve cu o suprafață mare de filtrare de peste 40 m² și cuve cu o suprafață mică de filtrare, în jur de 20 m².*

Scanned with OKEN Scanner

3) *Compoziţia granulometrică a stratului filtrant ca şi grosimea acestuia sînt variabile de la caz, însă după cît se cunoaşte aceşti parametri nu au fost determinaţi prin studii speciale, elaborate în acest scop.*

4) *Viteza de filtrare se menţine în limitele de 3—5 m/h, valori mai mici decît cele obţinute prin experienţa staţiilor moderne de peste hotare şi care de asemenea nu sînt alese pe bază de studii speciale.*

5) *Spălarea se realizează ca linie generală prin contracurent de apă şi aer. Intensităţile de spălare cu apă şi aer nu sînt alese, încă după o concepţie unitară, valorile variind între 8—14 l/s·m² pentru debitele de apă şi între 12—20 l/s·m² pentru debitele de aer.*

6) *Sistemul de drenare adoptat este de mare rezistenţă, folosind crepine de material plastic de producţie indigenă.*

7) *Uniformitatea admisiei apei decantate, cît şi colectarea celei de spălare se asigură de către 2—3 jgheaburi, în funcţie de mărimea cuvei.*

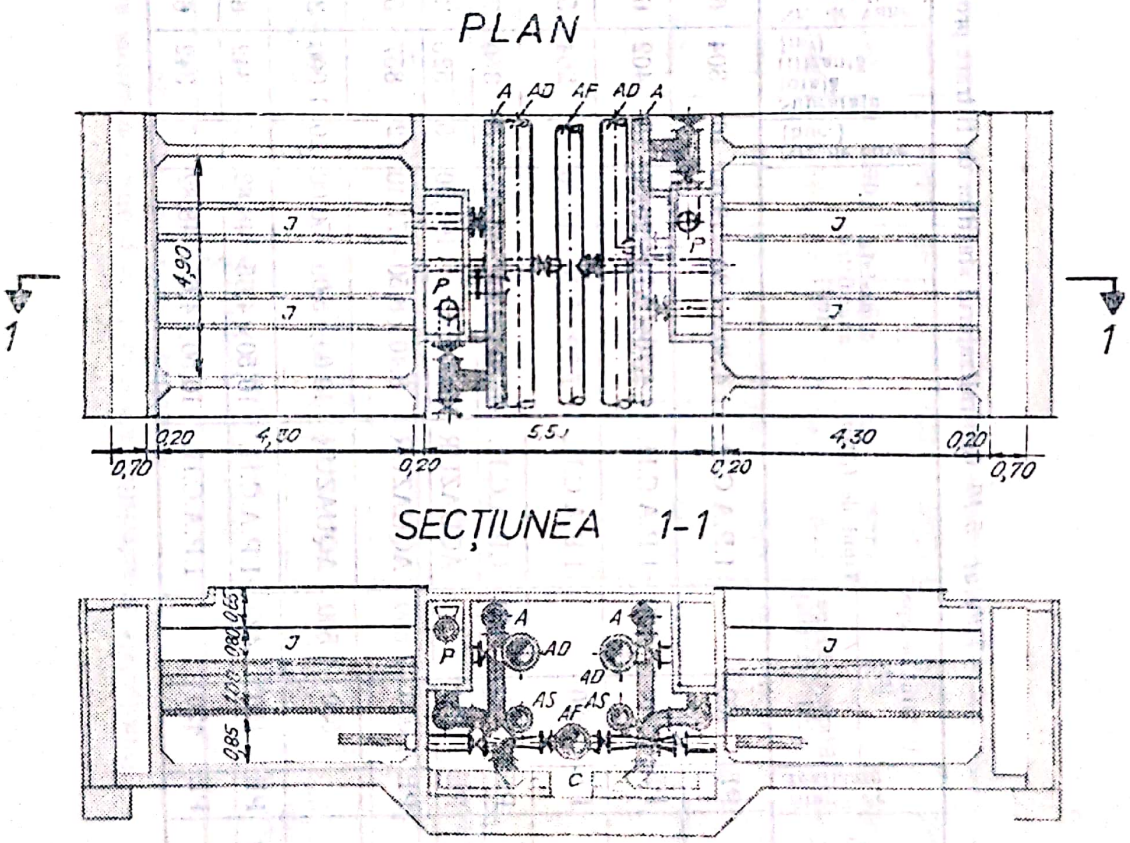



Fig. 5.31. **Secţiuni prin filtrul rapid „Iaşi".**

Ca o constatare generală trebuie arătat că filtrele realizate în ultimul timp la noi în ţară, în lipsa unor studii adecvate nu urmăresc în mod consecvent nici una din tendinţele manifestate în practica modernă a filtrării din alte ţări.

*Tabelul 5.10* **Centralizatorul staţiilor de filtrare proiectare de I.P.A.C.H.**

| Nr. crt. | Denumirea staţiei | Stand de realizare | Debitul de apă trtat | | Tipul de filtru | Suprafaţa unui filtru [m²] | Nr. de cuve [buc.] | Suprafaţa totală filtrantă [m²] | Nr. de vane la cuvă [buc.] | Viteza de filtrare [m/h] | Dispoziţia cuvelor | Suprafaţa halei [m²] | Înălţimea halei [m] | Observaţii |
|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|
| | | | Etapa I [l/s] | Etapa II [l/s] | | | | | | | | | | |
| 1 | Iaşi | PE | 400 | | I.P.A.C.H. | 4,30×4,30=19,00 | 16 | 304 | 6 | 4,75 | Două rînduri | 744 | 4,55 | |
| 2 | Braşov | PE | 470 | 620 | I.P.A.C.H. | 4,70×5,70=26,80 | 15 | 402 | 6 | 4,20 | Două rînduri | 759 | 5,40 | |
| 3 | Baia Mare | PE | 320 | | I.P.A.C.H. | 7,70×5,70=43,90 | 6 | 264 | 5 | 4,40 | Două rînduri | 644 | 5,57 | |
| 4 | Sibiu | PE | 240 | 480 | I.P.A.C.H. | 15,50×4,65=48,82 | 8 | 350 | 7 | 5,00 | Un rînd | 640 | 4,30 | |
| 5 | Cernica | PE | 1 650 | | AQUAZUR | 15,50×4,65=105,00 | 5 | 525 | 3 | 11,50 | Un rînd | 1 012 | 5,00 | |
| 6 | Paltinul | PE | 1 000 | 2 500 | AQUAZUR | 8,40×8,50=71,40 | 12 | 857 | 5 | 5,00 | Două rînduri | 1 650 | 5,50 | |
| 7 | Poiana Uzului | | 530 | 1 500 | AQUAZUR | 10,00×5,00=50,00 | 20 | 1 000 | 3 | 5,40 | Un rînd | 1 350 | 6,00 | Filtre rapide şi rezervoare |
| 8 | Rîmnicu Vîlcea | PE | 150 | 425 | I.P.A.C.H. | 10,50×4,65=48,82 | 7 | 342 | 6 | 4,50 | Un rînd | 560 | 4,90 | |
| 9 | Colibaşi | PE | 420 | | I.P.A.C.H. | 10,50×4,65=48,82 | 7 | 342 | 6 | 4,50 | Un rînd | 560 | 4,90 | |

Scanned with OKEN Scanner

*Tabelul 5.11* **Principalele caracteristici ale unor filtre pentru limpezirea apei, realizate în ultimii ani în Republica Socialistă România**

| Instalația | Tipul de filtre folosit | Viteza aparentă [m/h] | Caracteristicile materialului filtrant | | | | Supraf. cuvei [m²] | Tipul de drenaj | Spălare | | | | Observații |
|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|
| | | | Denumirea | Gros. [cm] | *dmin* [cm] | *dmax* [mm] | | | Modul de spălare | Durata [min] | Intensitatea | | |
| | | | | | | | | | | | Apă [l/s.m²] | Aer [l/s.m²] | |
| 1 | 2 | 3 | 4 | 5 | 6 | 7 | 8 | 9 | 10 | 11 | 12 | 13 | 14 |
| Arcuda — București | Cu nivel liber | La proiectare 5,00—6,00 | Nisip cuarțos | | 1,0 | 3,0 | | Cu crepine | Cu apă și aer | 15—20 | 9—10 | 20—35 | În exploatare s-au obținut viteze de 8,00—10,00 m/h fără înrăutățirea calitativă a filtrului ∂ |
| Tîrlung — Brașov (fig. 22) | Idem | 4,00—5,00 | Idem | 85 | | | 27 | Idem | Idem | | | | După schimbarea sursei în lacul de acumulare se va trece la viteza de filtrare de 7,00 m/h |
| Sorogari — Iași (fig. 23) | Idem | 4,50—5,50 | Idem | 80 | 0,6 | 1,5 | 20 | Idem | Idem | | 14 | 15 | |
| Baia Mare (fig. 24) | Idem | 3,00—5,00 | Idem | 100 | 0,5 | 2,0 | 44 | Idem | Idem | 15 | 10 | 18 | |
| Sibiu (fig. 25) | Idem | 5,00 | Idem | 100 | 0,5 | 3,0 | 46 | Idem | Idem | | 10—12 | 12—15 | |
| Rîmnicu Vîlcea | Idem | 3,00 | Idem | 100 | | | 49 | Idem | Idem | | 8 | 20 | |



Scanned with OKEN Scanner

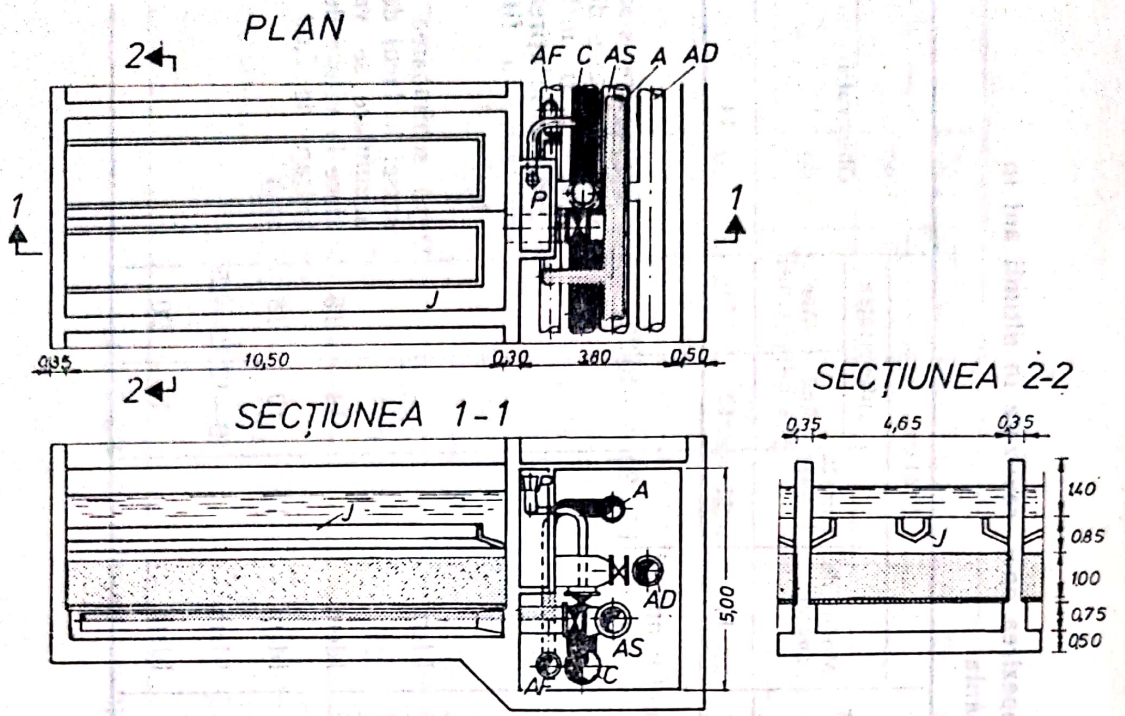



Fig. 5.32. **Secțiuni prin filtrul rapid „Sibiu".**

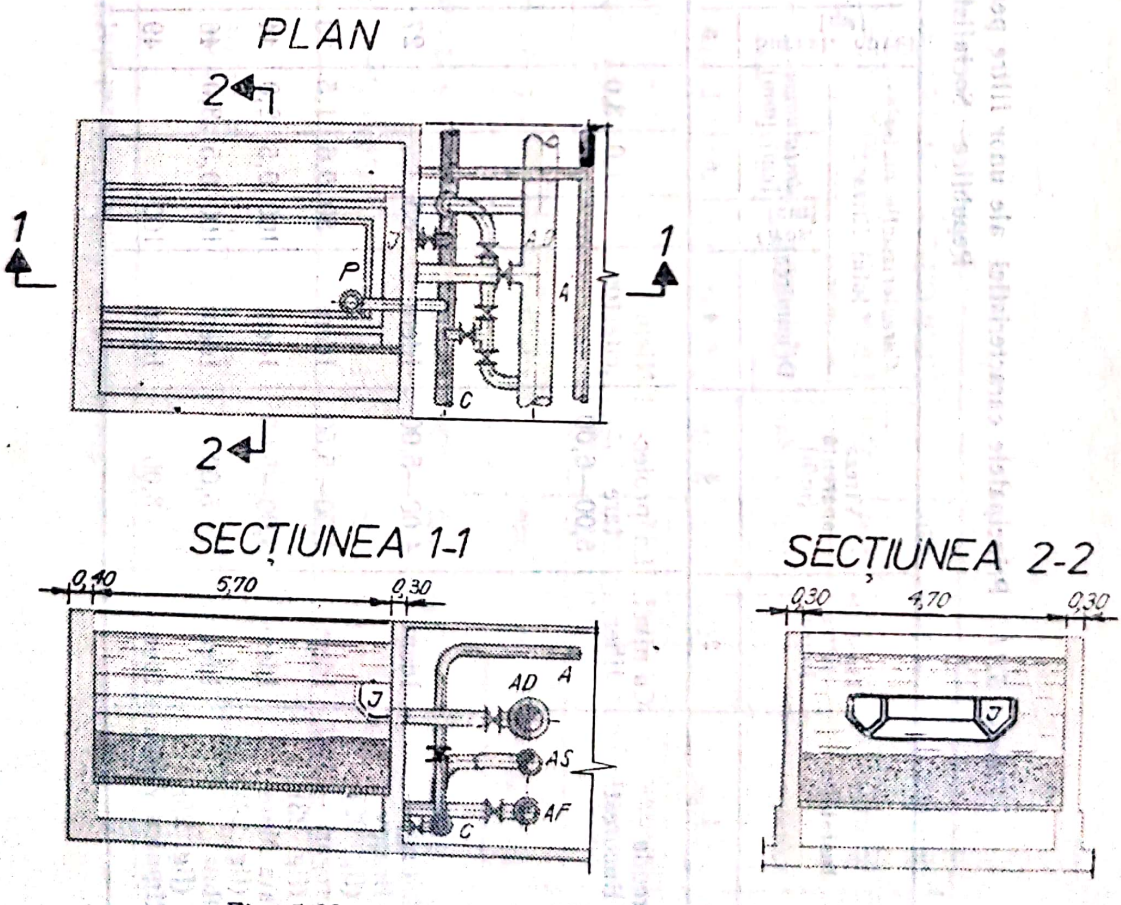



Fig. 5.33. **Secțiuni prin filtrul rapid „Brașov".**

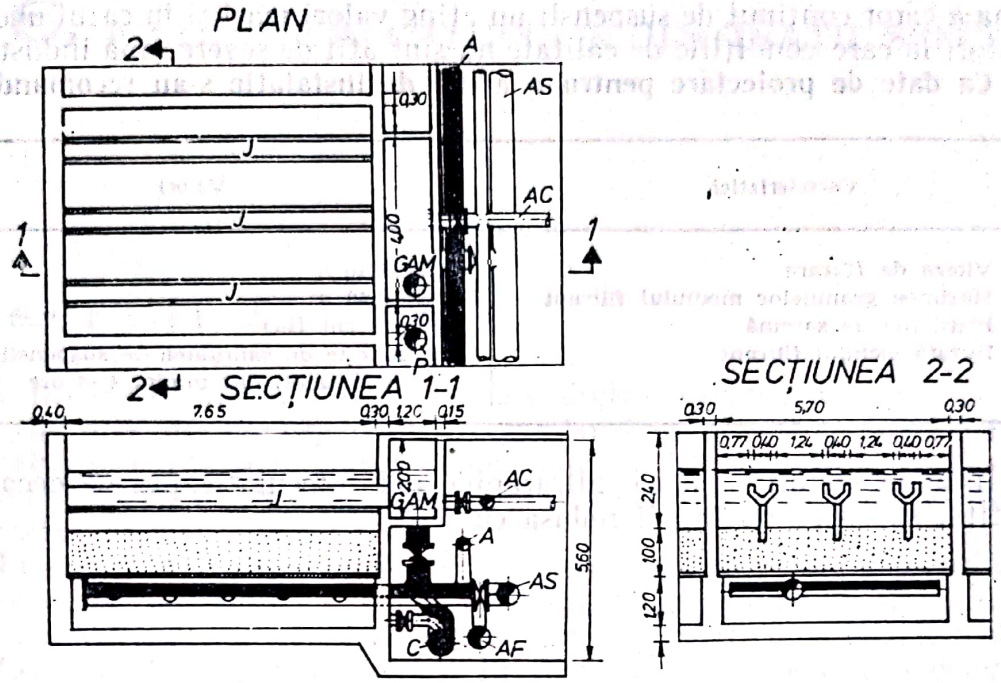



Fig. 5.34. **Secțiuni prin filtrul rapid „Baia Mare".**

Pentru a se asigura realizarea în condiții optime a filtrării apei, proiectarea ar trebui să se bazeze mai mult pe lucrări cu caracter tehnologic la stabilirea parametrilor, corespunzători cu fiecare specific în parte.

Se prezintă spre exemplificare secțiuni din stații de filtrare mai importante realizate la Iași (fig. 5.31), Sibiu (fig. 5.32), Brașov (fig. 5.33) și Baia Mare (fig. 5.34) a căror principale caracteristici sînt redate și în tabelele 5.10 și 5.11.

## 5.10. FILTRE ULTRARAPIDE

Sînt o categorie de filtre rapide la care viteza de filtrare ajunge la 100 m/h. Sînt de tipul filtrelor rapide sub presiune. Dat fiind capacitatea lor redusă de a îmbunătăți calitatea apei filtrate au o întrebuințare numai în procese industriale, dar nici în acest scop nu au o largă întrebuințare.

Cercetări recente tind să reconsidere filtrarea și rolul pe care-l poate juca în actualele tehnologii de tratare filtrarea ultrarapidă. Astfel utilizînd viteze de filtrare sub 50 m/h s-a constatat o similitudine a fenomenelor fizice de reținere între filtrarea rapidă (5—15 m/h) și filtrarea ultrarapidă (15—50 m/h).

Încercări de limpezire realizate pe instalații pilot în condițiile menționate mai sus au indicat o posibilă eficiență de 50% în cazul filtrării ultrarapide simple și de 70% în cazul folosirii și a unui reactiv de coagulare.

În acest fel este pusă în lumină posibila folosire a unor astfel de instalații ca treaptă inițială de limpezire (prefiltrare) pentru tratarea unor surse

de apă a căror conținut de suspensii nu ating valori mari și în cazul unor consumatori la care condițiile de calitate nu sînt atît de severe (apă industrială).

**Ca date de proiectare pentru o astfel de instalație s-au recomandat:**

| Caracteristici | Valori |
|---|---|
| Viteza de filtrare | 30—45 m/h |
| Mărimea granulelor mediului filtrant | 1,00—1,50 m |
| Pierderea de sarcină | 40—130 cm $H_2O$ |
| Durata ciclului filtrant | În funcție de cantitatea de suspensii din influent, dar minim 4—6 ore |

În unele condiții filtrele ultrarapide pot înlocui treapta de decantare, investiția specifică putînd fi redusă cu 50%.

# 6. FILTRE DE ALCĂTUIRE ŞI DESTINAŢIE SPECIALĂ

## 6.1. FILTRE SUB PRESIUNE

Filtrele sub presiune sînt realizate dintr-o construcţie metalică cilindrică (fig. 6.1) care are capetele de formă bombată pentru a utiliza mai bine materialul şi a rezista la presiunea de ≈10 at. Cilindrii pot fi verticali sau orizontali, iar ca material granular este utilizat nisipul, antracitul sau alte materiale.

Funcţionarea filtrului sub presiune este identică cu cea a filtrului gravitaţional, cu deosebire că atît în regimul de exploatare la intrarea apei, cît şi la spălare, apa intră cu o presiune mult superioară presiunii atmosferice.

Cea mai frecventă utilizare a filtrelor sub presiune este la deferizarea sau demanganizarea apelor subterane folosite la alimentarea cu apă a centrelor populate mici. De asemenea, filtrele sub presiune sînt foarte des utilizate la filtrarea apei pentru bazinele de înot.

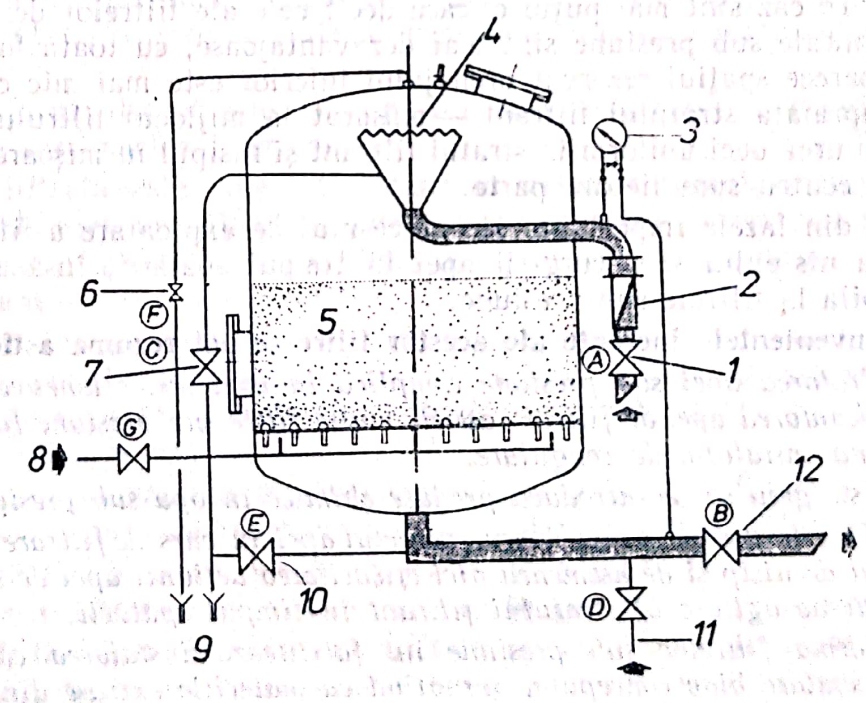



Fig. 6.1. **Schema filtrelor sub presiune:**
*1* — intrare apă brută; *2* — debitmetru; *3* — indicator pierdere de presiune; *4* — distribuitor de apă; *5* — strat filtrant; *6* — eliminare aer; *7* — evacuare apă de spălare; *8* — intrare aer sub presiune; *9* — evacuator; *10* — evacuare; *11* — acces apă de spălare; *12* — plecare apă filtru.

Scanned with OKEN Scanner

Principalul avantaj al filtrelor sub presiune este că necesită o singură treaptă de pompare. Astfel, la filtrarea unor ape subterane pentru reținerea fierului sau manganului, apa este refulată cu ajutorul pompelor submersibile din puțuri, filtrată și introdusă în rețeaua de distribuție.

Alte avantaje ale filtrelor sub presiune o reprezintă ușurința relativă de automatizare a procesului, absența presiunilor negative în filtru și posibilitatea de a funcționa cu pierderi mari de sarcină înainte de spălare, atît timp cît calitatea filtratului este corespunzătoare. Datorită faptului că mecanismul de filtrare este același se pot utiliza aceleași viteze de filtrare, aceleași pretratări în vederea obținerii unei ape filtrate de calitate comparabilă.

Filtrele sub presiune pot fi folosite și pentru tratarea apelor de suprafață, fără tratare prealabilă, adică coagulare și decantare. În acest caz, coagulantul este adăugat la intrarea apei în filtru, care funcționează și ca bazin de contact. Este necesar însă a se folosi un coagulant fără impurități deoarece altfel va rezulta o apă necorespunzătoare și cicluri de filtrare scurte.

Ca dezavantaj major al filtrelor sub presiune se menționează dificultățile de alimentare sub presiune a produșilor chimici. Recent, au fost puse la punct pompe dozatoare pentru produși chimici, care permit injectarea coagulanților, carbonaților de sodiu etc. în filtrele sub presiune.

Filtrele sub presiune verticale sînt mai favorabile decît cele orizontale deoarece spațiul rămas deasupra nisipului este egal cu cel ocupat de nisip, pietriș și drenaj, dar în general, spațiul superior este mai mic, astfel încît este imposibil de a dispune în mod ideal colectoarele apei de spălare, care în orice caz sînt mai puțin eficace decît cele ale filtrelor deschise. Filtrele orizontale sub presiune sînt mai dezavantajoase, cu toată forma cilindrică, deoarece spațiul rezervat drenajului inferior este mai mic ca cel ocupat de suprafața stratului filtrant — măsurat la mijlocul filtrului. Apa de spălare nu urcă deci uniform în stratul filtrant și nisipul în mișcare este dirijat de la centru spre fiecare parte.

Una din fazele importante ale procesului de exploatare a filtrării este observarea nisipului și a curgerii apei în timpul spălării, însă aceasta nu este posibilă la filtrele sub presiune.

**Inconvenientele inerente ale acestor filtre se pot rezuma astfel:**

1) *Tratarea apei sub presiune complică în mod serios amestecul, coagularea și decantarea apei de filtrat; astfel, multe filtre sub presiune funcționează fără o bună instalație de coagulare.*

2) *Este greu să se introducă produse chimice în apa sub presiune.*

3) *Nu este posibil să se observe aspectul apei în curs de filtrare și nici cel al stratului de nisip și de asemenea nici eficacitatea acțiunii apei de spălare sau a gradului de agitare al stratului filtrant în timpul spălării.*

4) *Forma filtrelor sub presiune nu facilitează instalarea canalizărilor apelor de spălare bine concepute, garantînd că materiile extrase din nisip vor fi eliminate și nu refulate în alte părți ale stratului filtrant.*

5) *Este greu să se examineze, să se curețe și să se înlocuiască nisipul, pietrișul și drenurile inferioare ale stratelor sub presiune.*

Scanned with OKEN Scanner

6) *Funcționarea filtrelor sub presiune favorizează aspirația sau injecția apei în straturile filtrante cu viteză excesivă.*

Avantajele filtrelor sub presiune sînt totuși suficiente pentru a se continua utilizarea lor în micile stații, deoarece pot fi montate în întregime la uzină și apoi expediate la locul unde vor fi instalate cu ușurință. Cel mai bun procedeu este acela de a trimite apa brută fie prin gravitație, fie cu ajutorul pompelor de joasă presiune în bazine deschise de floculare și sedimentare unde se efectuează și preclorarea și apoi de a pompa apa decantată prin filtre sub presiune, trimițînd-o în rețeaua de distribuție. Utilizarea acestor filtre ușurează exploatarea și — ceea ce este mai important — reduce debitul apei de spălare la volumul necesar pentru fiecare din micile aparate. Filtrele trebuie spălate cu apă filtrată; trebuie evitat să fie spălate cu apă brută sau numai decantată, mai ales atunci cînd pompa de înaltă presiune asigură un debit de apă de spălare de numai 4 ori superioară vitezei de filtrare, adică 20,00 m/h, ceea ce este insuficient. Dacă apa poate fi trimisă în filtre cu 7,20 m/h, acesta nu este un motiv suficient pentru a adopta viteza de filtrare menționată. Inconvenientele specifice acestor filtre cer să fie utilizate cu precauție și mai ales cu o viteză de filtrare care să nu depășească 5,00 m/h.

### 6.1.1. FILTRE VERTICALE SUB PRESIUNE

Filtrele sub presiune cu spălare cu apă (fig. 6.2) trebuie să utilizeze material filtrant cu o granulozitate și densitate corespunzătoare intensităților de spălare.

Materialul filtrant este alcătuit din strate succesive cu o granulozitat crescătoare spre partea inferioară.

Apa filtrată este colectată printr-un colector ramificat din conductele perforate așezate la baza stratului cu granulozitatea cea mai mare.

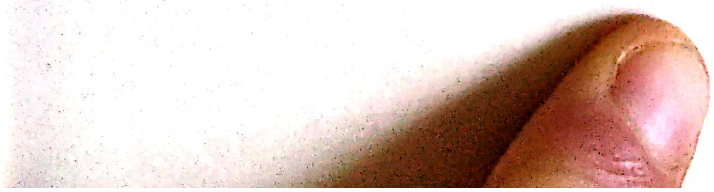
În general, aceste tipuri de filtre sînt prevăzute cu un singur fel de material filtrant — nisip sau antracit.

Se pot utiliza de asemenea, strate multiple ca de exemplu, nisip și antracit cu granulozitate foarte mare, în funcție de care se stabilește viteza de filtrare care poate varia în limite largi între 5,00 și 50,00 m/h, în mod obișnuit 10,00 m/h.

Pierderea de sarcină maximă depinde de gradul de finețe al materialului filtrant, viteza de filtrare, cantitatea și natura materiilor în suspensie conținute în apă și poate varia între 2,00 și 20,00 m $H_2O$.

*Spălarea filtrelor sub presiune* se face în general cînd pierderea de sarcină ajunge la 10 m $H_2O$ sau apa filtrată nu mai corespunde calitativ.

Spălarea în contracurent este recomandabil a se face cu apă și cu aer (fig. 6.3) cu o viteză care să realizeze o expandare a stratului de 15—25%. În cazul spălării numai cu apă este necesară o viteză ascensională a apei de 70,00 m/h pentru un nisip cu un $d_{ef} = 1$ mm.



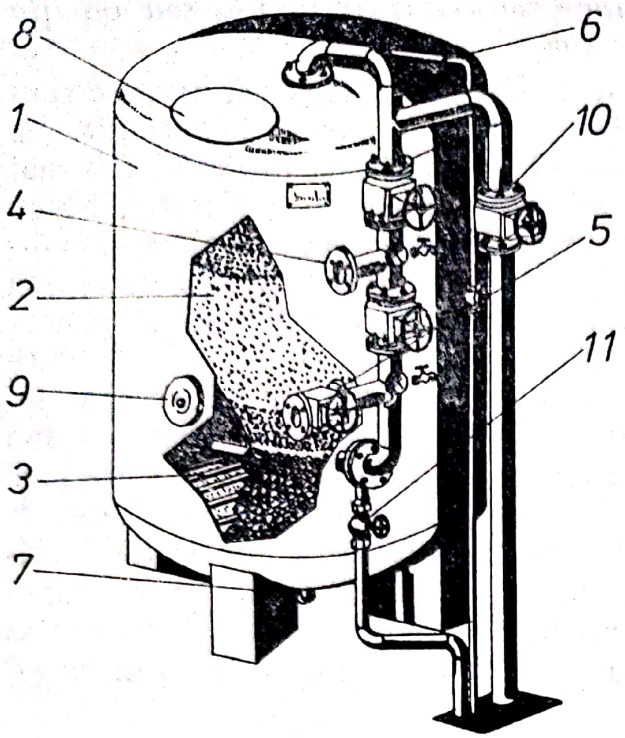



Fig. 6.2. **Filtre sub pesiune cu spălare în contracurent cu apă:**

*1* — recipient; *2* — strat filtrant; *3* — colector; *4* — pretratarea apei brute; *5* — ieşirea apei filtrate; *6* — aerisire; *7* — golire; *8, 9* — orificii de vizitare; *10* — ieşirea apei de spălare; *11* — spălare eventuală.

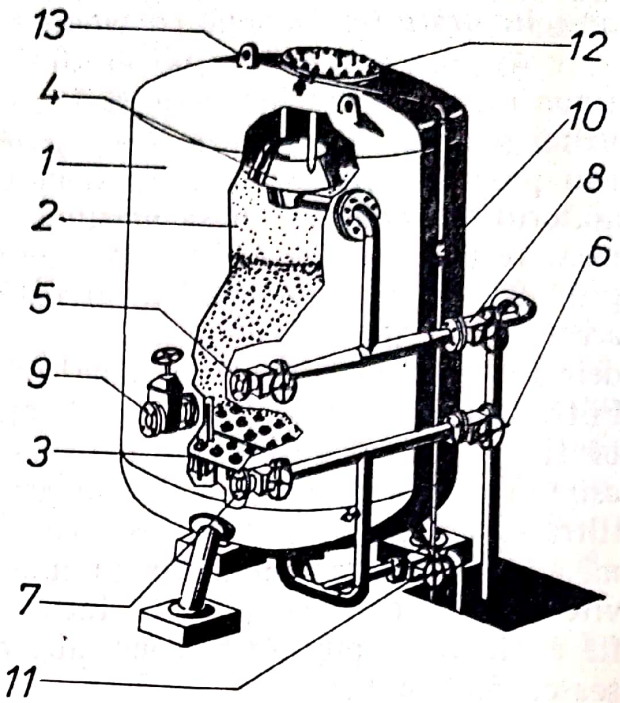



Fig. 6.3. **Filtru vertical cu spălare cu aer şi apă:**

*1* — recipient; *2* — strat filtrant; *3* — placă suport cu crepine; *4* — pîlnie de alimentare; *5*— alimentarea; *6* — ieşirea apei filtrate; *7* — intrarea apei de spălare; *8* — ieşirea apei de spălare; *9* — intrarea aerului pentru spălare; *10*— aerisire; *11* — golirea şi purjarea aerului; *12* — orificiu de vizitare; *13* — inel de ridicare.

Degremont [142] recomandă următoarele **viteze în funcţie de granulozitatea stratului:**

| Granulozitate $d_{ef}$ [mm] | Viteză de spălare [m/h] |
|---|---|
| 0,35 | 25—35 |
| 0,55 | 40—50 |
| 0,75 | 55—70 |
| 0,95 | 70—90 |

În cazul spălării cu aer şi apă, se începe de obicei cu insuflarea aerului timp de ≈10 min cu o viteză de 60,00 m/h şi se continuă cu spălare cu apă cu o viteză de 15,00—30,00 m/h, care antrenează impurităţile detaşate.

Consumul de apă de spălare nu depăşeşte în mod normal 2% din volumul de apă filtrată în cursul ciclului.

*Comanda funcţionării filtrelor sub presiune* se face manual pentru cîteva unităţi. În cazul unei baterii de filtre este avantajos a se prevedea comandă automatizată, în general de tip electropneumatic, care pot fi semiautomatizate sau cu automatizare completă pe baza măsurării pierderii de sarcină sau a debitului.

Scanned with OKEN Scanner

Aceste filtre prezintă avantajul unei exploatări simple, a siguranței în exploatare și un debit instantaneu de apă de spălare redus. Se pot utiliza în baterii formate din unități cu diametrul mare.

Filtrele sub presiune verticale sînt larg utilizate în industrie și în mod curent se fabrică de către Uzina „Vulcan" București [154] **două tipodimensiuni de filtre de limpezire care au următoarele caracteristici tehnice generale:**

| | |
|---|---|
| Tipodimensiuni | 1 000 — 1 200 m<br>1 000 — 3 400 m<br>1 400 — 2 400 m<br>2 000 — 3 400 m |
| Fluidul de lucru | Apă cu suspensii, aer pentru afînare sau alte fluide necorosive |
| Presiunea de funcționare | Max. 6,00 kg/cm² |
| Presiunea de probă hidraulică | 9,00 kgf/cm² |
| Presiunea de afînare | 1,00 — 1,50 kgf/cm² |
| Pierderea de presiune la funcționare | 0,50 — 2,50 kgf/cm² |
| Temperatura de lucru | 5 — 100°C |
| Viteza de lucru normală | 5,00 — 15,00 m/h |
| Viteza de lucru în cazuri speciale | Max. 30,00 m/h |
| Execuția în variante neizolat sau prevăzut cu elemente de fixare a izolației | Da |

**Caracteristicile stratului filtrant**

| | |
|---|---|
| Material | Cuarț monocristalin granulat și sortat<br>Antracit<br>Cărbune activ |
| Granulație | În mod curent se utilizează cuarț cu granulația de 0,6—1,2 mm<br>În cazul filtrării directe a apei brute — fără coagulare); se poate adopta granulația de 2—4 mm |

Pentru **alegerea filtrelor** se poate folosi nomograma din figura 6.4 **pe baza următoarelor criterii tehnologice**: ● *debit*; ● *viteză de filtrare*; ● *durata ciclului activ*; ● *tipul și cantitatea suspensiilor din influent*.

Nomograma din figura 6.4 a fost întocmită pentru cazul curent al încărcării filtrelor cu un strat de 1,20 m cuarț, cu granulația de 0,6 — 1,2 mm (nomograma este valabilă pentru granulații variind între 0,3 și 3,0 mm, cu condiția păstrării omogenității stratului).

Pentru un debit orar dat, se pot adopta mai multe diametre de filtre, corespunzător vitezelor de lucru cuprinse între 5,00 și 15,00 m/h (diagrama *I*).

Scanned with OKEN Scanner

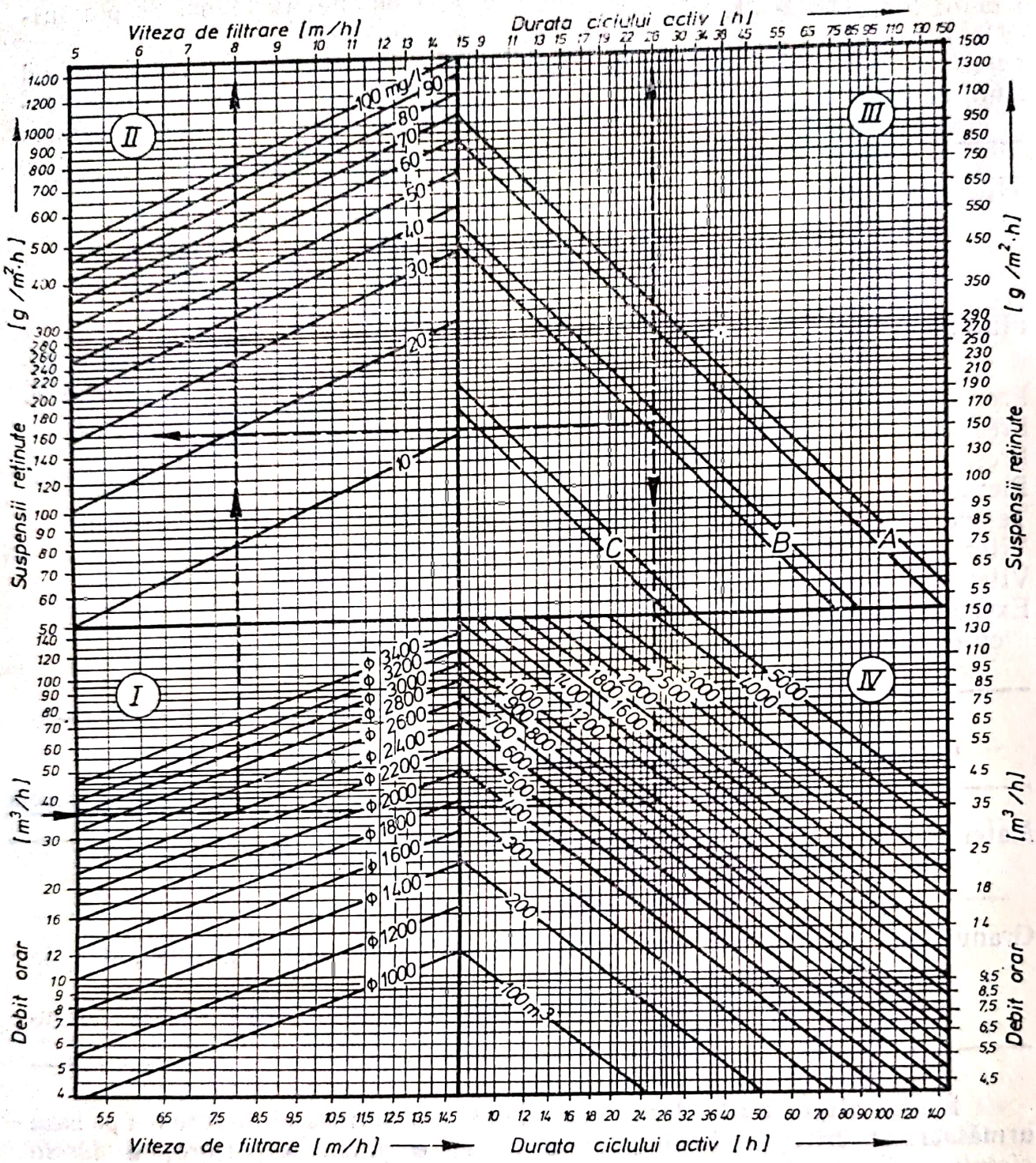



Fig. 6.4. **Nomogramă de alegere a filtrelor de limpezire verticală:**

**DOMENIUL *A*** — apă cu șlam având 5—6% substanțe uscate; apă brută cu suspensii minerale (nisip, argilă); apă decarbonatată cu var.

**DOMENIUL *B*** — ape cu șlam, având 3—4% substanțe uscate; apă brută cu suspensii minerale și coloidale, apă coagulată și decarbonatată cu var.

**DOMENIUL C** — ape cu șlam sărac în substanțe uscate (1—2%); apă brută cu conținut redus de suspensii, coagulată fără decarbonatare.

Scanned with OKEN Scanner

În diagrama *II* se determină încărcarea specifică orară în raport cu cantitatea de suspensii din influent. Capacitatea de reținere a filtrului este influențată de tipul suspensiilor (diagrama *III*) rezultînd în funcție de acestea, ciclul de lucru.

Din diagrama *IV* se determină cantitatea de apă filtrată care se obține într-un ciclu în condițiile date.

**Exemplu de folosire a nomogramei.** Pentru debitul de 36,00 m³/h și 20 mg/l suspensii în apă coagulată și decarbonatată cu var (categoria *B*) rezultă: filtru ∅ 2 400 mm; viteza 8,00 m/h; 100 g suspensii reținute orar pe 1,00 m²; ciclul aproximativ 26 h; cantitatea de apă tratată pe ciclu aproximativ 950,00 m³.

Pentru alte cazuri (declorinare; desuleiere, deferizare etc.), alegerea filtrelor se face în baza considerentelor tehnologice specifice materialului filtrant adoptat și a calității fluidului de tratat.

**Pentru alegerea filtrelor, se pot considera și alte condiții inițiale decît debitul,** cum ar fi: ● *durata ciclului activ* (diagrama *III*); ● *cantitatea de apă tratată pe ciclu* (diagrama *IV*); ● *viteza de filtrare* (diagrama *II*) etc.

În toate cazurile este însă esențial să se cunoască calitatea fluidului de tratat (conținutul și tipul de suspensii) care determină condițiile de lucru ale utilajului și implicit, dimensiunile filtrelor.

Pentru cazurile în care se poate obține un ciclu minim de 8 h (domeniul aflat peste curbele *A*, *B* sau *C* în diagrama *III*) se va adopta un filtru de limpezire orizontal sau se va reduce corespunzător debitul unitar pe filtru.

În figura 6.5 sînt menționate principalele caracteristici tehnologice ale filtrelor verticale.

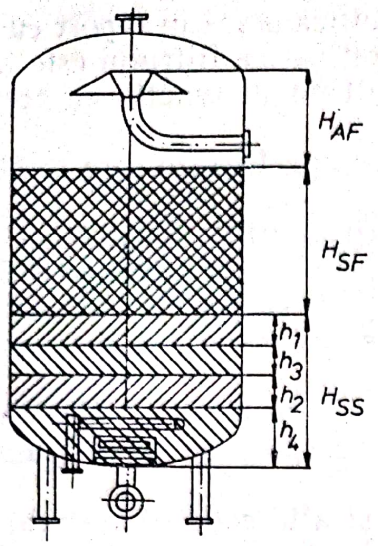
**La exploatarea filtrelor verticale trebuie avute în vedere următoarele:**

1) *Se verifică periodic calitatea efluentului (care să fie limpede, lipsit de suspensii) și pierderea de presiune.*
2) *Oprirea filtrului este dictată de apariția suspensiilor în filtrat sau de pierderea de presiune limită admisă.*
3) *Curățirea stratului filtrant de impuritățile reținute în timpul ciclului se face prin afînare, spălare și clătire.*
4) *Afînarea durează 5—6 min și se face cu un curent de aer simultan cu apă în sens ascendent.*
5) *Se oprește aerul și se face spălarea, crescînd debitul de apă. Sensul spălării este tot ascendent, durata fiind de 15—20 min. Oprirea spălării se face cînd efluentul este limpede, lipsit de suspensii.*

Clătirea filtrului se face în sens descendent, cu un debit egal cu cel de funcționare și durează ≈5 min. Cînd filtratul este limpede, filtrul poate fi cuplat în funcționare.

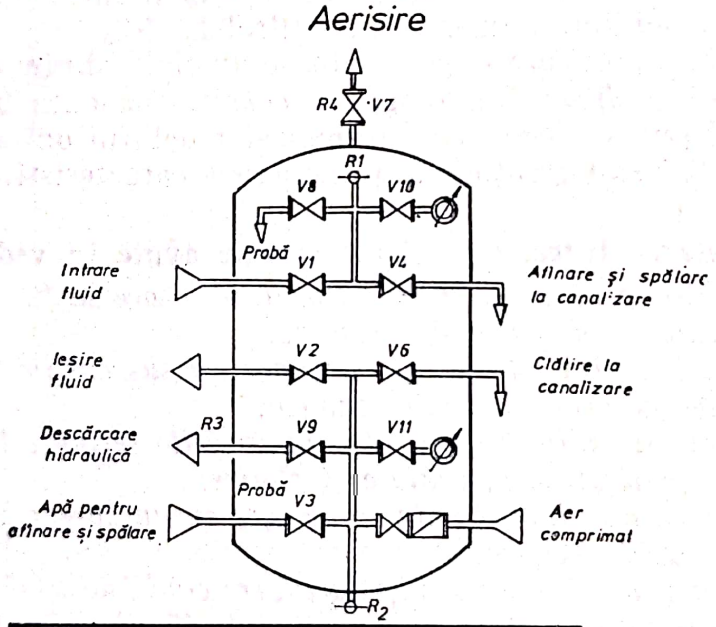
În nomograma din figura 6.6 au fost indicate debitele de apă și aer necesare la afînare și spălare pentru cazul curent al încărcării filtrelor cu cuarț granulat de 0,6—1,2 mm, pe o înălțime de 1 200 mm (diagrama *I*). În exploatare se determină mărimile exacte în raport cu condițiile specifice de lucru. În diagrama *II* au fost indicate cantitățile de suspensii eliminate în timpul operației de curățire a filtrelor, în raport cu tipul suspensiilor reținute (domeniile *A*, *B*, *C*).

Scanned with OKEN Scanner




| Material | | |
|---|---|---|
| Cuarț monocristalin granulat și sortat cu minimum 88% $SiO_2$ | | |
| Granulație | Optimă [mm] | Practică [mm] |
| Stratul $h_1$ | 20 - 30 | 15 - 30 |
| Stratul $h_2$ | 10 - 20 | 7 - 5 |
| Stratul $h_3$ | 3 - 10 | 3 - 7 |
| Stratul $h_4$ | 1 - 3 | 1 - 3 |

*a*




| Faze de lucru | Circuit deschis |
|---|---|
| Funcționare | V1 — V2 |
| Afinare | V3 — V5 — V4 |
| Spălare | V2 — V1 — V4 |
| Clătire | V1 — V6 |

*b*

**Fig. 6.5. Caracteristicile tehnologice ale filtrelor de limpezire verticale:**
***a* — pentru stratul suport; *b* — schema tehnologică;**

Scanned with OKEN Scanner

| Cota | Ø D U.M. | 1000 | 1200 | 1400 | 1600 | 1600 | 2000 | 2200 | 2400 | 2500 | 2800 | 3000 | 3200 | 3400 |
|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|
| $h_1$ | [mm] | 200 | 200 | 250 | 250 | 300 | 300 | 350 | 350 | 400 | 400 | 400 | 400 | 450 |
| | [m³] | 0,11 | 0,15 | 0,22 | 0,30 | 0,42 | 0,48 | 0,76 | 0,80 | 1,20 | 1,35 | 1,45 | 2,75 | 2,85 |
| $h_2$ | [mm] | 100 | 100 | 150 | 150 | 150 | 150 | 150 | 150 | 150 | 150 | 150 | 150 | 150 |
| | [m³] | 0,08 | 0,10 | 0,23 | 0,30 | 0,38 | 0,42 | 0,54 | 0,70 | 0,80 | 0,95 | 1,05 | 1,25 | 1,40 |
| $h_3$ | [mm] | 100 | 100 | 100 | 100 | 100 | 100 | 100 | 100 | 100 | 100 | 100 | 100 | 100 |
| | [m³] | 0,08 | 3,10 | 0,15 | 0,20 | 0,25 | 0,50 | 0,40 | 0,45 | 0,55 | 0,60 | 0,70 | 0,80 | 0,80 |
| $h_4$ | [mm] | 100 | 100 | 100 | 100 | 100 | 100 | 100 | 100 | 100 | 100 | 100 | 100 | 100 |
| | [m³] | 0,08 | 0,10 | 0,15 | 0,20 | 0,25 | 0,30 | 0,40 | 0,45 | 0,55 | 0,50 | 0,70 | 0,60 | 0,85 |
| $H_{ss}$ | [mm | 500 | 500 | 600 | 600 | 550 | 650 | 700 | 700 | 750 | 750 | 750 | 750 | 750 |
| | [m³] | 0,30 | 0,45 | 075 | 100 | 130 | 150 | 210 | 240 | 350 | 350 | 360 | 360 | 600 |
| $H_SF$ | [mm] | 1200 | 1200 | 1200 | 1200 | 1200 | 1200 | 1200 | 1200 | 1200 | 1200 | 1200 | 1200 | 1200 |
| | [m³] | 0,35 | 1,35 | 1,85 | 2,40 | 3,00 | 3,70 | 4,50 | 5,40 | 2,40 | 7,50 | 8,40 | 9,60 | 11,0 |
| $H_AF$ | [mm] | 500 | 500 | 500 | 600 | 650 | 680 | 550 | 650 | 700 | 700 | 700 | 750 | 750 |

*În funcție de condițiile tehnologice, se pot utiliza și alte înălțimi pentru stratul filtrant*

*C*

**Fig. 6.5, *c*. Valorile stratelor suport.**

**Exemplu**. Pentru un filtru ∅ 2 400 mm; debit apă afînare 50,00 m³/h; debit aer afînare 260,00 m³/h; debit apă spălare 100,00 m³/h. Cantitatea de suspensii reținute într-un ciclu, pentru cazul apei coagulate și decarbonatate cu var (cat. *B*) = 20 kg.

În figura 6.7 sînt specificate unele dimensiuni constructive ale filtrelor cu dimensiunea cuprinsă între 1 400 și 2 400 mm.

Cînd din considerente de spațiu este necesară limitarea pe verticală, stratul de nisip omogen este indicat pentru filtre cu viteze mari sau cînd este necesar un material foarte fin pentru a reține materii sau precipitate foarte eterogene cu un anumit procent de elemente fine, se poate utiliza filtrul cu două straturi. Stratul inferior de nisip, mai fin decît cel utilizat la filtrele cu un singur strat, și un strat superior de antracit cu o granulozitate cel puțin egală cu cea a stratului de nisip unic.

În cazul acestor filtre stratul superior se poate colmata total, ușurînd astfel stratul de nisip care dacă ar primi direct apa cu suspensii ar fi mult mai repede colmatat.

Fără îndoială că filtrul cu dublu-strat necesită un mod de spălare diferit de cel cu un singur strat. Va trebui la început să se efectueze o afînare prin insuflarea numai a aerului după ce s-a scăzut nivelul apei pînă la nivelul supe-

Scanned with OKEN Scanner

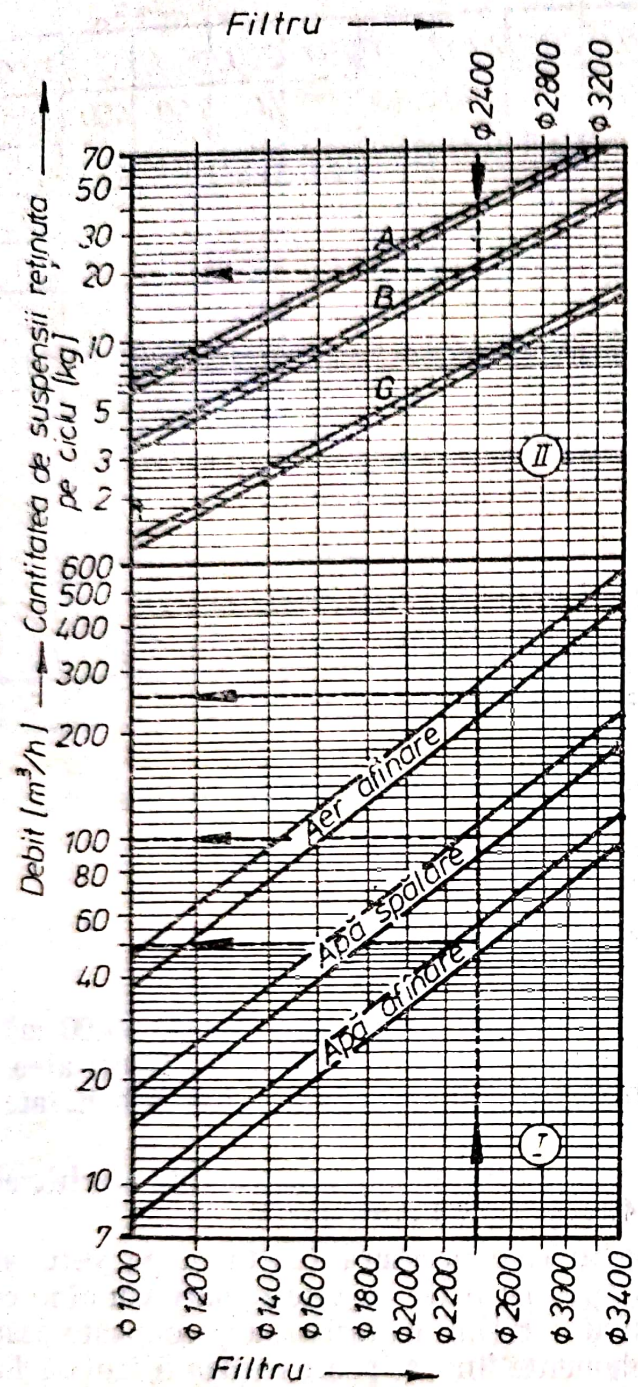



Fig. 6.6. **Nomograma de alegere a parametrilor de funcționare și de spălare a filtrelor verticale:**

**DOMENIUL** *A* — ape cu șlam avînd 5—6% substanțe uscate; apă brută cu suspensii minerale (nisip, argilă); apă decarbonatată cu var.

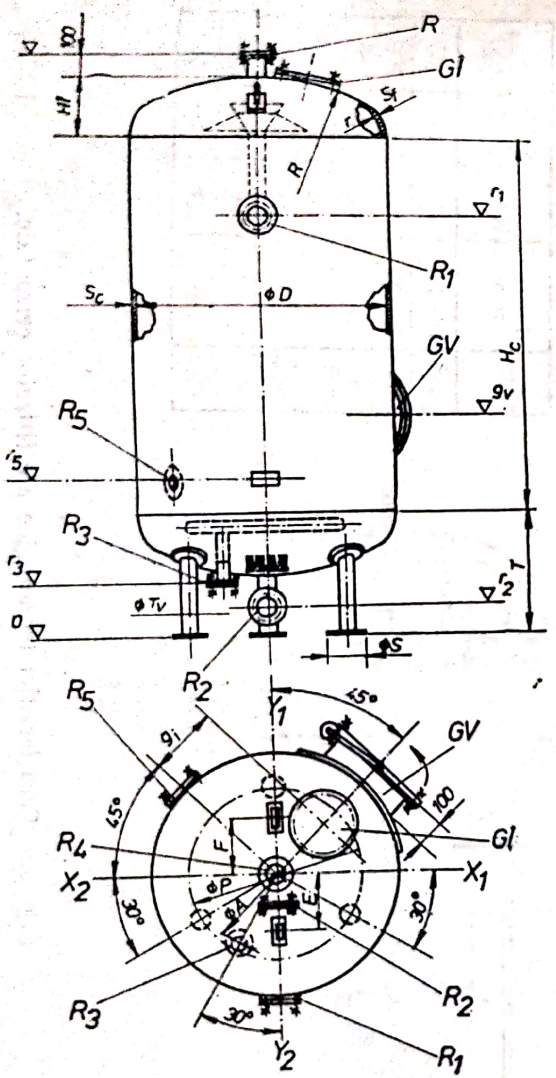
**DOMENIUL** *B* — ape cu șlam avînd 3—4% substanțe uscate; apă brută cu suspensii minerale și coloidale; apă coagulată și decarbonatată cu var.

**DOMENIUL** *C* — ape cu șlam sărac în substanțe uscate 1—2%; apă brută cu conținut redus de suspensii, coagulată fără decarbonatare.

rior al stratului de antracit. Este imposibil de a începe insuflarea cînd apa este în filtru, sau de a utiliza aer și apă în contracurent, deoarece s-ar produce o antrenare importantă a antracitului în conducte de evacuare. Impuritățile și nisipul sînt difuzate pe toate înălțimile stratului filtrant și va trebui ca în cea de a doua fază a spălării să se realizeze o viteză mare de apă în contracurent pentru a elimina aceste impurități și a reașeza (reclasa) materialul filtrant.

Întrucît debitele de spălare vor fi mai mari ca la filtrele cu un singur strat, și conductele, pompele etc. vor trebui dimensionate în consecință.

Scanned with OKEN Scanner




## DIMENSIUNI CONSTRUCTIVE

| ΦD | Gabarit | | | Suporți | | | Racorduri | | | | | | | Funduri | | |
|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|
| | H | $H_c$ | T | ΦP | ΦS | ΦTv | $T_1$ | $T_2$ | $T_3$ | $T_5$ | $g_i$ | $g_v$ | ΦA | $H_f$ | R | r |
| 1400 | 2800 | 1800 | 650 | 1100 | 1200 | 108×7 | 2065 | 140 | 250 | 820 | 380 | 1120 | 1000 | 350 | 1300 | 150 |
| 1600 | 2800 | 1700 | 695 | 1150 | 200 | 108×7 | 2060 | 135 | 240 | 865 | 460 | 1165 | 1000 | 405 | 1500 | 200 |
| 1800 | 3100 | 1800 | 765 | 1300 | 230 | 133×7 | 2120 | 140 | 280 | 965 | 560 | 1235 | 1250 | 435 | 1700 | 200 |
| 2000 | 3100 | 1700 | 810 | 1450 | 230 | 133×7 | 2120 | 130 | 270 | 1010 | 640 | 1280 | 1250 | 490 | 1900 | 250 |
| 2200 | 3400 | 1800 | 970 | 1550 | 250 | 159×8 | 2325 | 210 | 390 | 1170 | 740 | 1440 | 1500 | 530 | 2000 | 250 |
| 2400 | 3400 | 1700 | 1040 | 1700 | 250 | 159×8 | 2325 | 250 | 430 | 1240 | 840 | 1510 | 1500 | 560 | 2200 | 250 |

## CARACTERISTICI TEHNICE

| ΦD | Grosimi | | E | Suprafața filtrantă [m²] | Volum [m³] | Suprafața exterioară [m²] | Masa netă [kg] | Masa în * funcționare [kg] |
|---|---|---|---|---|---|---|---|---|
| | $S_c$ | $S_f$ | | | | | | |
| 1400 | 7 | 8 | 400 | 1,55 | 3,56 | 13,0 | 1040 | 7500 |
| 1600 | 7 | 8 | 400 | 2,00 | 4,55 | 15,1 | 1170 | 9500 |
| 1800 | 8 | 9 | 450 | 2,55 | 6,14 | 18,4 | 1560 | 12500 |
| 2000 | 8 | 10 | 500 | 3,10 | 7,42 | 20,6 | 1810 | 14500 |
| 2200 | 9 | 10 | 500 | 3,80 | 9,63 | 24,1 | 2250 | 19000 |
| 2400 | 10 | 11 | 600 | 4,50 | 11,2 | 26,3 | 2640 | 22000 |

* Filtrul s-a considerat încărcat cu 1200mm cuarț peste stratul suport și plin cu apă

## RACORDURI

| Simbol | Funcția tehnologică | Buc. | Ph | Dn | | | Observații |
|---|---|---|---|---|---|---|---|
| | | | | Φ1400 Φ1600 | Φ1800 Φ2000 | Φ2200 Φ2400 | |
| $R_1$ | Intrare apă; ieșire afînare | 1 | 10 | 100 | 125 | 150 | Cu contraflanșă nedemontată |
| $R_2$ | Ieșire apă; intrare afînare | 1 | 10 | 100 | 125 | 150 | Cu contraflanșă nedemontată |
| $R_3$ | Intrare aer afînare | 1 | 10 | 50 | 65 | 80 | Cu contraflanșă nedemontată |
| $R_4$ | Aerisire | 1 | 10 | 50 | 150 | 50 | Cu contraflanșă nedemontată |
| $R_5$ | Descărcare hidraulică strat filtrant | 1 | 10 | 100 | 125 | 125 | Cu capac înfundat |
| GV | Gură de vizitare | 1 | 6 | 500 | 500 | 500 | Cu capac rabatabil |
| Gl | Gură de încărcare | 1 | 6 | 250 | 250 | 250 | Cu contraflanșe nedemontată |

Dimensiunile de legătură pentru flanșele racordurilor $R_1$-$R_5$, conform STAS 1735-73

Fig. 6.7. Dimensiunile constructive ale filtrelor verticale cu 1 400—2 400 mm.



Scanned with OKEN Scanner

### 6.1.2. FILTRE ORIZONTALE SUB PRESIUNE

Filtrele orizontale sub presiune se utilizează cînd sînt necesare suprafețe de filtrare mari, care se obțin din mărirea lungimii filtrului la același diametru; sînt mai puțin răspîndite datorită dezavantajelor menționate.

În general sînt utilizate pentru filtrarea apelor brute cu încărcare redusă sau medie — în suspensii, deoarece înălțimea stratului este prin construcție limitată. De aceea, se utilizează la filtrarea apelor decantate.

În figurile 6.8, 6.9 și 6.10 se arată modul de alcătuire și dimensiunile constructive ale filtrelor orizontale.

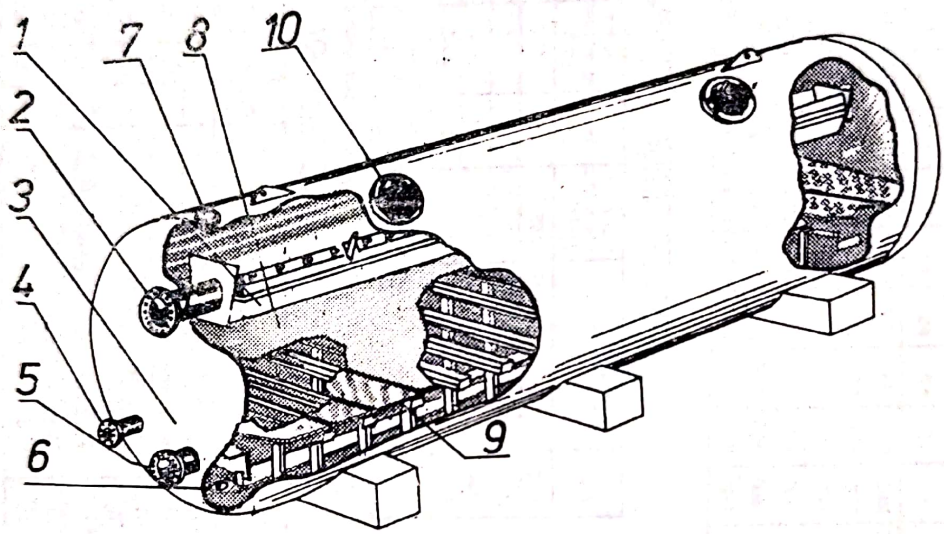
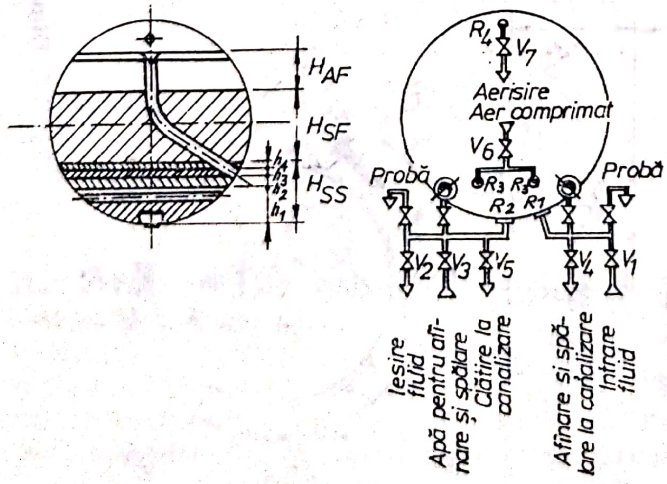


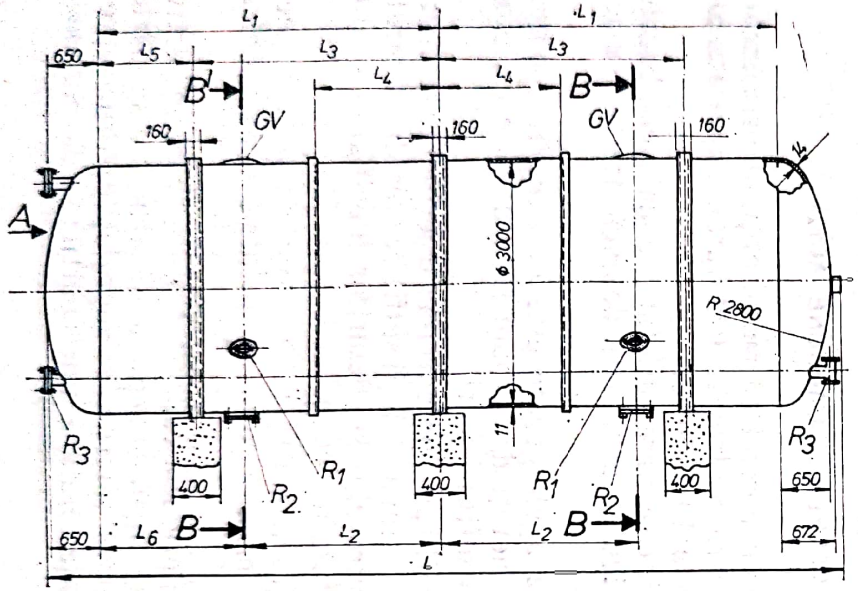

Fig. 6.8. **Filtre orizontale:**
*1* — canal de repartiție a apei brute; *2* — sosirea apei — ieșirea apei de spălare; *3* — vană de control a pernei de aer; *4* — intrarea aerului de spălare; *5* — ieșirea apei de spălare; *6* — golire; *7* — purjarea aerului; *8* — strat filtrant; *9* — placă cu crepine; *10* — orificiu de vizitare.



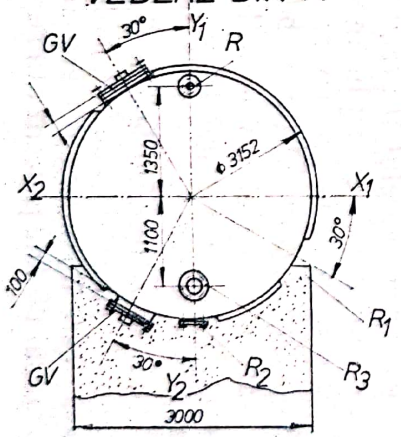

| Cota | Granulație mm | Lungime 7150 mm | Lungime 3650 mm | Lungime 12150 mm |
|---|---|---|---|---|
| $h_1$ | 20-40 | 400 | 400 | 400 |
| $h_2$ | 10-20 | 200 | 200 | 200 |
| $h_3$ | 3-10 | 100 | 100 | 100 |
| $h_4$ | 1-3 | 100 | 100 | 100 |
| $H_{SS}$ | — | 800 | 800 | 800 |
| $H_{SF}$ | 0,6-1,2 | 1200 | 1200 | 1200 |
| $H_{AF}$ | — | 600 | 600 | 600 |

Fig. 6.9. **Caracteristici tehnologice ale filtrelor orizontale.**

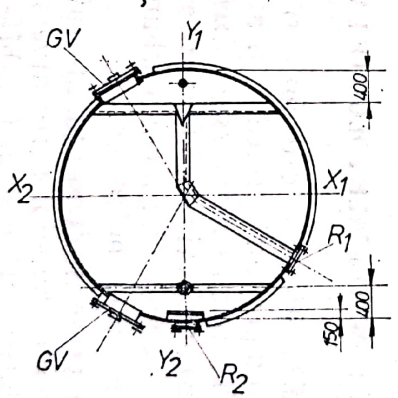
Scanned with OKEN Scanner




VEDERE DIN A




SECȚIUNEA B-B




## DIMENSIUNI CONSTRUCTIVE

| Suprafața filtrantă [m²] | L | $L_1$ | $L_2$ | RIGIDIZĂRI | | | | $L_5$ | $L_6$ |
|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|
| | | | | $L_3$ | Profil | $L_4$ | Profil | | |
| 16 | 7150 | 2885 | 1200 | 2000 | U 16 | — | — | 885 | 1685 |
| 24 | 9650 | 4135 | 2400 | 3000 | U 16 | 1500 | L60×60×8 | 1135 | 1735 |
| 32 | 12150 | 5385 | 3400 | 4000 | U 16 | 2000 | U 16 | 1385 | 1985 |

## CARACTERISTICI TEHNICE

| Suprafața filtrantă [m²] | Volum [m³] | Suprafața exterioară [m²] | Masa netă [kg] | Masa în funcționare* [kg] |
|---|---|---|---|---|
| 16 | 46,5 | 75 | 9380 | 58000 |
| 24 | 64,1 | 100 | 12060 | 80000 |
| 32 | 81,8 | 125 | 15120 | 102000 |

* Filtrul s-a considerat încărcat cu 1200 mm cuarț peste stratul suport și plin cu apă

## RACORDURI

| Simbol | Funcția tehnologică | buc. | $P_n$ | $D_n$ | | | Observații |
|---|---|---|---|---|---|---|---|
| | | | | 16m² | 24m² | 32m² | |
| $R_1$ | Intrare apă ; ieșire afînare | 2 | 10 | 200 | 250 | 300 | Cu contraflanșa nedurită |
| $R_2$ | Ieșire apă ; intrare afînare | 2 | 10 | 200 | 250 | 300 | Cu contraflanșa nedurită |
| $R_3$ | Intrare aer afînare | 2 | 10 | 125 | 150 | 200 | Cu contraflanșa nedurită |
| $R_4$ | Aerisire | 1 | 10 | 80 | 80 | 80 | Cu contraflanșa nedurită |
| GV | Gură de vizitare | 4 | 6 | 500 | 500 | 500 | — |

Dimensiunile de legătură pentru flanșele racordurilor $R_1$ - $R_4$, conform STAS 1735-73

Fig. 6.10. **Dimensiunile constructive ale filtrelor orizontale.**



Scanned with OKEN Scanner

### 6.1.3. FILTRE ETAJATE

Filtrele sub presiune pot fi realizate și cu două sau trei etaje prin suprapunerea în aceeași coloană a două sau trei unități alcătuite ca și cele independente.

Această dispunere prezintă avantajul de a reduce spațiul ocupat în cazul bateriilor cu multe unități și este aplicabil atunci cînd se dispune de înălțime suficientă; prezintă de asemenea și avantajul de a necesita un debit instantaneu de spălare mai redus.

Comanda filtrelor etajate poate fi manuală însă deseori se automatizează, în special avînd în vedere necesitatea de spălare succesivă a diferitelor unități.

## 6.2. FILTRE CU CĂRBUNE ACTIV

În procesul de tratare a apelor cu cărbune activ, materialul filtrant are o dublă utilizare: ca material adsorbant și ca strat filtrant. Întrucît în acest proces de tratare, rolul de adsorbant este principal, adeseori însăși denumirea procesului — de adsorbție pe cărbune activ — arată aceasta. Totuși în tratarea și epurarea apelor cu cărbune activ, în cele mai multe procedee, apa trece prin filtrare printr-un strat de cărbune. La tratarea apelor de alimentare se mai folosește și amestecarea apei cu cărbune activ pudră, caz în care nu mai are loc și un proces de filtrare.

În continuare sînt examinate numai acele probleme ale tratării cu cărbune activ care sînt legate în procesul de filtrare.

### 6.2.1. MATERIALE FOLOSITE LA TRATAREA CU CĂRBUNE ACTIV

*Cărbunele activ* este un cărbune cu porozitate mare, obținut prin încălzire la temperatură ridicată în atmosferă controlată (activare). Suprafața totală a cărbunelui activ este estimată la 1 000 $m^2/g$.

Cărbunii activi pot fi fabricați dintr-o mare varietate de materiale bogate în carbon cum ar fi: lemn, cărbune, lignit, turbă, coji de nucă, trestie, rumeguș, oase, cocs petrolier.

În prezent, tendința în tratarea apelor uzate este de a utiliza pentru fabricarea cărbunelui activ diverse varietăți de cărbuni naturali și cocs, produse relativ ieftine și disponibile în cantități mari.

Un interes deosebit îl prezintă utilizarea potențială a diferitelor reziduuri ca materii prime; de exemplu lignină reziduală, leșii sulfitice, reziduuri rezultate din procesele de prelucrare a petrolului și uleiurilor lubrifiante și alte reziduuri solide care conțin carbon (tulpini, coji).

Natura materiei prime influențează foarte mult proprietățile cărbunelui activ, însă acestea pot fi în mare măsură corectate printr-o bună tehnică de fabricare-activare.

Adsorbția fiind un fenomen de suprafață, capacitatea unui cărbune activ de a adsorbi cantități mari de molecule organice depinde de structura sa foarte poroasă, care îi conferă o mare suprafață interioară; suprafața externă reprezintă numai un mic procent din suprafața totală a unei particule de cărbune.

Scanned with OKEN Scanner

Pentru un cărbune bine activat, suprafața porilor poate atinge 2 500 m²/g, însă valorile frecvent întîlnite sînt de 500—1 400 m²/g.

Caracteristica principală a unui cărbune activ o constituie activitatea lui, determinată prin cantitatea maximă de substanță adsorbită pînă în momentul atingerii echilibrului de către unitatea de volum sau de greutate a adsorbantului la o temperatură dată și la o anumită concentrație a substanței care se adsoarbe.

Din constatările studiilor cinetice se pot trage concluzii asupra condițiilor optime de folosire a cărbunelui activ granular în epurarea apelor reziduale. Astfel, a rezultat că dimensiunile particulelor de cărbune trebuie să fie cît mai mici pentru a obține viteze de reținere mărite. În acest sens, dacă există intenția de a aplica filtrarea apei reziduale printr-o coloană cu cărbune activ, folosirea unor particule foarte fine ar duce la pierderi de presiune excesive; în schimb, folosirea unor granule mari, necesită cantități mari de cărbune și coloane lungi pentru a realiza un timp de contact suficient pentru obținerea gradului dorit de îndepărtare a poluantului.

6.2.1.1. **Alegerea cărbunelui activ.** O primă selecție a cărbunilor activi se poate face prin compararea proprietăților fizice ale sorturilor disponibile care dau oarecari indicații asupra comportării lor în procesele de adsorbție și regenerare.

Proprietățile fizice diferă de la un cărbune activ la altul, în funcție de materia primă utilizată și de modul de preparare — activare a cărbunelui. Date cu privire la aceste proprietăți sînt de regulă furnizate de producători.

*Suprafața internă* este un criteriu general de apreciere a capacității de adsorbție a unui cărbune activ.

*Densitatea aparentă* este o proprietate care nu prezintă o importanță deosebită în aprecierile preliminare, în schimb este importantă pentru aprecierea succesului regenerării.

*Dimensiunea efectivă, diametrul mediu al particulelor și coeficientul de uniformitate* sînt mărimi importante în evaluarea pierderilor de presiune prin patul de cărbune și a vitezei de adsorbție.

*Densitatea în vrac* este o mărime cu ajutorul căreia se poate stabili volumul unei coloane de cărbune după ce s-au stabilit cerințele în ceea ce privește consumul de cărbune și timpul de contact.

*Rezistența la uzură* (cifra de abraziune) dă indicații orientative asupra rezistenței mecanice a cărbunilor în diversele operații unde intervine frecarea.

O rezistență la uzură mică, conduce la erodarea cărbunelui și formarea unei mari cantități de particule fine care duc la pierderi de presiune în curgerea prin stratul de cărbune, cu rezultate de multe ori dezastruoase pentru funcționarea instalației.

*Mărimea porilor* (volumul micro- și macroporilor) cărbunelui este o valoare utilă în selectarea și aplicarea unui cărbune activ pentru un anume poluant dintr-o apă uzată (potrivit cu greutatea sa moleculară).

*Conținutul de cenușă* dă indicații asupra calității materialului brut și a procesului de fabricare, iar ulterior, servește ca mijloc de control al desfășurării procesului de regenerare.

Scanned with OKEN Scanner

*Cifra de iod* exprimă în oarecare măsură calitatea unui cărbune activ de a adsorbi substanţe cu greutate moleculară scăzută. Acest test este utilizat şi pentru controlul restaurării capacităţii de adsorbţie a unui cărbune regenerat.

*Indicele de decolorare al melasei* poate fi corelat cu calitatea cărbunelui activ de a adsorbi din lichide substanţe cu greutate moleculară ridicată.

*Distribuţia porilor după mărime* caracterizează structura porilor, care are o mare influenţă atît asupra echilibrului, cît şi asupra vitezei de adsorbţie.

Distribuţia microporilor sau porilor mici (20—2 000 angström) se calculează din izotermele de adsorbţie a azotului, iar distribuţiile macroporilor sînt măsurate cu un penetrometru cu mercur.

Distribuţiile microporilor pot fi utilizate pentru aprecierea capacităţii de adsorbţie a substanţelor de diferite greutăţi moleculare.

Distribuţiile macroporilor pot fi corelate cu viteza de adsorbţie, factor foarte important în procesul de adsorbţie.

### 6.2.2. EXPERIMENTĂRI NECESARE

Capacitatea cărbunilor activi de a reţine poluanţi dintr-o anumită apă uzată, stabilită în laborator, trebuie verificată în instalaţii pilot (în coloană) cu flux continuu.

În aceste verificări sînt experimentate sorturile selecţionate în testele de laborator.

**Din exploatarea coloanelor pilot se pot obţine informaţii cu privire la:**

1) *Curbele de trecere prin coloană cu stabilirea punctului de rupere (străpungere) a coloanei.*

2) *Tipul de cărbune; se pot compara performanţele mai multor tipuri de cărbune în aceleaşi condiţii de debit şi compoziţie a apelor uzate.*

3) *Timpul de contact; poate fi stabilit timpul minim de contact pentru obţinerea unui efluent cu calităţile cerute. Acest parametru este cel mai important dintre toţi parametrii tehnologici de proiectare.*

4) *Adîncimea stratului de cărbune.*

5) *Necesitatea pretratării apei uzate.*

6) *Doza echivalentă de cărbune* [kg/m³ apă uzată] *şi cantitatea de poluant organic îndepărtat de cărbune* [kg/kg]; *această doză conduce la stabilirea dimensiunii coloanelor de adsorbţie, a cuptoarelor pentru regenerare şi a instalaţiilor anexe.*

7) *Influenţa activităţii biologice, care poate amplifica capacitatea de epurare a cărbunelui, precum şi stabilirea efectelor negative potenţiale (generarea hidrogenului sulfurat).*

8) *Pierderile de presiune pe coloană; se pot stabili pierderile de presiune pentru mai multe viteze de curgere la diferite adîncimi ale stratului de cărbune.*

9) *Debitul specific de apă de spălare necesar pentru expandarea stratului de cărbune în vederea spălării.*

10) *Efectul diferitelor metode de pretratare (calitatea influentului coloanei) asupra randamentului coloanei de cărbune, dozei de cărbune şi costul total al instalaţiei.*

Scanned with OKEN Scanner

11) *Avantajele şi dezavantajele practice care decurg din folosirea coloanelor ascendente sau descendente şi a cărbunilor de diferite granulaţii; aceste aprecieri nu pot fi făcute prin analogie cu alte experienţe.*

În testele efectuate pe instalaţii pilot, *p*H-ul şi temperatura apei trebuie controlate pentru a fi siguri că ele corespund valorilor la care va funcţiona instalaţia cu toată capacitatea sa.

6.2.2.1. **Stabilirea dozei de cărbune.** Doza de cărbune sau cantitatea de cărbune consumată pe unitatea de apă de tratat şi timpul de contact optim sînt parametri foarte importanţi ai procesului de adsorbţie.

În cazul în care din testele efectuate la scară de laborator au fost selectate mai multe sorturi de cărbuni, în testele la scară pilot va fi selectat în primul rînd un singur sort de cărbune pentru care vor fi stabiliţi parametrii procesului de adsorbţie.

Prima treaptă în încercările pilot este deci compararea calităţilor de adsorbţie ale diferitelor sorturi de cărbuni disponibili. Pentru testele pilot se recomandă utilizarea unor coloane de metal, lemn, sticlă sau material plastic, de înălţimi variabile (2,00 pînă la 12,00 m) şi diametrul minim 10 cm (pentru evitarea efectului de perete).

La viteze mari de curgere se recomandă menţinerea unui raport cuprins între 10 şi 50 între diametrul coloanei şi diametrul particulei, iar la viteze mici acest raport poate fi sub 10.

Coloanele, cu curgere ascendentă sau descendentă vor fi prevăzute cu dispozitive de măsurare a debitului şi robinete pentru prelevarea probelor la diferite adîncimi ale stratului de cărbune.

În figura 6.11 este prezentată schema unei coloane pilot cu curgere ascendentă utilizată în experimentările la scară pilot de la South Tahoe (S.U.A.).

Această coloană, construită din PVC, are înălţimea de 4,75 m, diametrul 15 cm, iar de-a lungul său sînt montate 6 robinete pentru prelevarea probelor.

În cazul în care sînt disponibile mai multe sorturi de cărbuni care în testele de laborator au prezentat capacităţi şi viteze de adsorbţie apropiate, pentru selectarea unui singur sort (optim) se vor efectua testele pe coloane cu funcţionare în paralel.

În experimentările în coloanele pilot este necesar a trasa în primul rînd *„curbele de trecere“* prin coloană, aceste curbe servind ulterior la stabilirea dozei de cărbune şi a timpului de contact optim.

*„Curbele de trecere“* reprezintă relaţia între volumul de lichid trecut prin coloană şi concentraţia poluantului la ieşire, iar punctul în care această concentraţie depăşeşte concentraţia impusă efluentului constituie *„punctul de străpungere“* al coloanei de cărbnne.

În cazul străpungerii coloanelor după trecerea unor volume aproximativ egale de lichid se va opta pentru cărbunele care prezintă o viteză de adsorbţie mai mare (panta curbei mai abruptă).

Dacă străpungerea s-a produs după trecerea unor volume diferite de apă, va fi preferat cărbunele prin care s-a trecut volumul cel mai mare de lichid.

Stabilirea curbelor de trecere prin coloană are o deosebită importanţă şi în evaluarea mărimii (lungimii) zonei de adsorbţie (zona de transfer de masă)

Scanned with OKEN Scanner

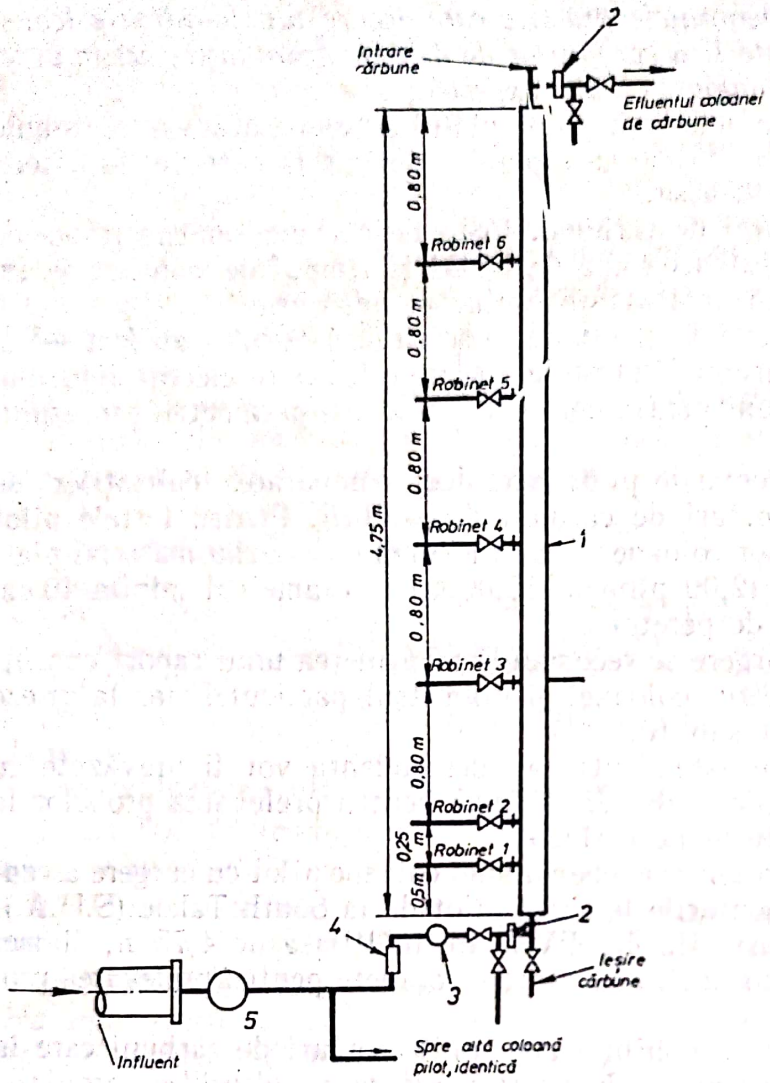



Fig. 6.11. **Coloană de cărbune, cu curgere ascendentă (pilot):**
*1* — țeavă din PVC, Ø 15 cm; *2* — sită; *3* — debitmetru; *4* — rotametru pentru reglarea debitului; *5* — pompă.

sau *„frontul de undă"*. Aceasta reprezintă gradientul de capacitate care există la o adîncime critică a stratului și reprezintă trecerea gradată a cărbunelui de la *„proaspăt"* la *„epuizat"*.

În figura 6.12 este reprezentată deplasarea *„frontului de undă"* într-un strat descendent, alimentat cu apa uzată cu un CCO de 120 mg/l, condiția impusă efluentului fiind CCO de 40 mg/l.

Cărbunele din partea superioară a coloanei saturîndu-se, zona de adsorbție se deplasează spre partea inferioară a coloanei; concentrația de substanțe organice din efluentul coloanei începe să crească treptat pînă devine egală cu concentrația organicelor din influent; în acest moment, zona de adsorbție deplasîndu-se, a atins punctul de evacuare al coloanei.

Un *„front de undă"* larg necesită mai mult cărbune decît un *„front îngust"*; pentru acest front trebuie prevăzut un factor de siguranță mai mare decît în cazul unui *„front de undă"* mai larg.

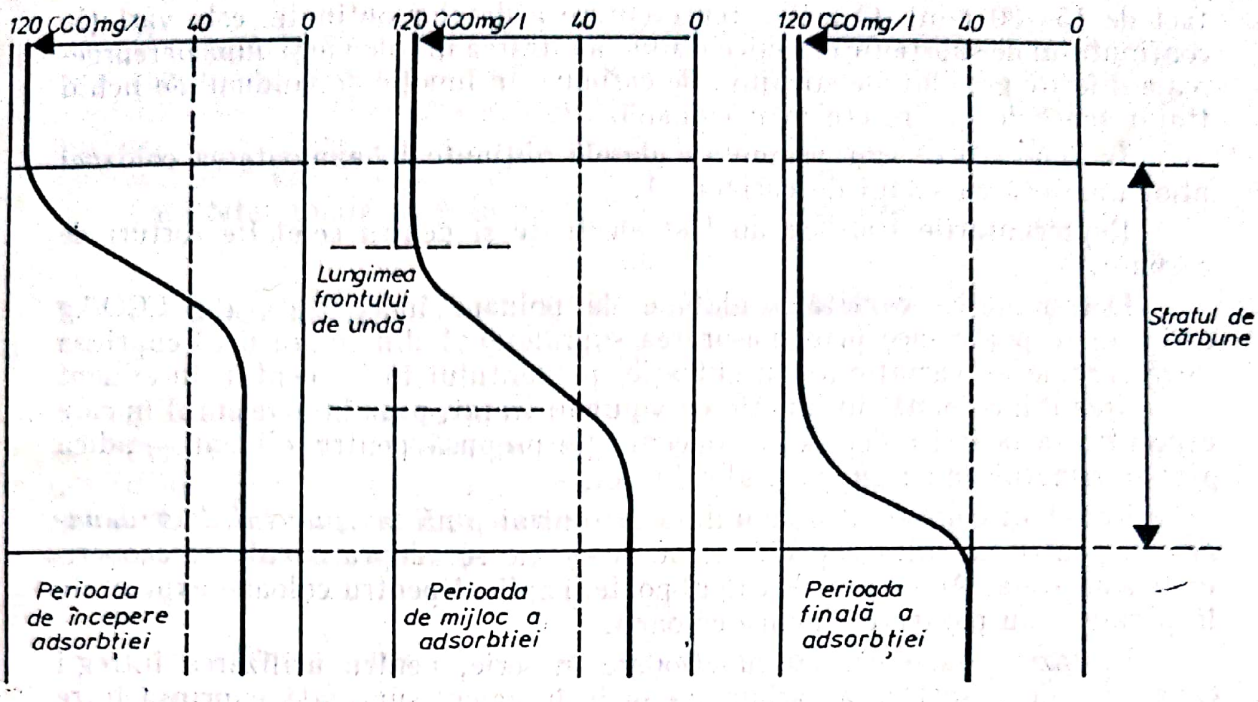



Fig. 6.12. **Reprezentarea schematică a frontului de undă.**

De asemenea, în cazul adsorbției cu un front îngust este necesar a se prevedea prelevarea de probe nu numai la ieșirea din coloană, ci și dintr-un punct situat la $\approx 75\%$ din înălțimea coloanei, pentru a preveni evacuarea din coloană a unui efluent necorespunzător.

Mărimea „*frontului de undă*“ va afecta alegerea tipului de strat de cărbune.

Sistemul clasic cu strat fix de cărbune în care lichidul este pompat în jos prin stratul staționar, pînă cînd intervine străpungerea coloanei, poate fi adoptat în cazul unui „*front de undă*“ lung.

Pentru un „*front de undă*“ îngust se preferă folosirea unui strat mobil în care lichidul este pompat în sus prin strat și cărbunele epuizat este evacuat periodic pe la partea inferioară, în vreme ce cărbunele proaspăt se adaugă la partea superioară; în acest fel se asigură un factor de siguranță, în sistem existînd mereu cărbune proaspăt.

Spre exemplificare, se dau lucrările experimentale efectuate la scară pilot la South Tahoe (S.U.A.).

Pentru comparare, au fost disponibile 4 sorturi comerciale de cărbuni *A*, *B*, *C*, *D*.

Cu fiecare sort a fost încărcată cîte o coloană asemănătoare coloanei prezentată în figura 6.11; coloanele au fost alimentate cu efluent secundar (menajer) coagulant și filtrat.

Prin robinetele pentru probe a fost prelevat efluent care a parcurs diferite grosimi ale stratului de cărbune.

Timpul de contact maxim experimentat la South Tahoe a fost 17,5 min (în general, pentru efluenți secundari orășenești se lucrează cu timpi de con-

Scanned with OKEN Scanner

tact de 15—30 min). O primă reprezentare a datelor obținute, este variația conținutului de substanțe organice (CCO) la intrarea în coloane și după parcurgerea a diferite grosimi ale stratului de cărbune, în funcție de volumul de lichid tratat (curbele de trecere prin coloană).

În figura 6.13 sînt prezentate datele obținute în exploatarea coloanei pilot umplută cu sortul de cărbune *A*.

Reprezentările similare au fost efectuate și pentru celelalte sorturi de cărbuni.

Determinarea cantității globale de poluant îndepărtată (kg CCO/kg cărbune) se poate face prin măsurarea suprafeței *A* din figura 6.13 cuprinsă între curbele de variație a concentrației poluantului în influent și în efluent (la ieșirea din coloană) în funcție de volumul tratat, pînă în momentul în care concentrația la ieșire depășește concentrația propusă pentru efluent — adică pînă la punctul de străpungere al coloanei.

Luînd în considerație suprafața *A* (numai pînă la „*punctul de străpungere*"), pentru calculul capacității de adsorbție se adoptă o valoare acoperitoare a acesteia. Acest mod de calcul poate fi aplicat pentru coloane exploatate în paralel, sau pentru o singură coloană.

În cazul coloanelor cu funcționare în serie, pentru utilizarea întregii capacități de adsorbție a cărbunelui se ia în calcul suprafața cuprinsă între curbele de variație a concentrației poluantului din apă la intrarea și ieșirea din coloană, pînă la punctul în care concentrația poluantului din efluent este aproximativ egală cu cea din influent.

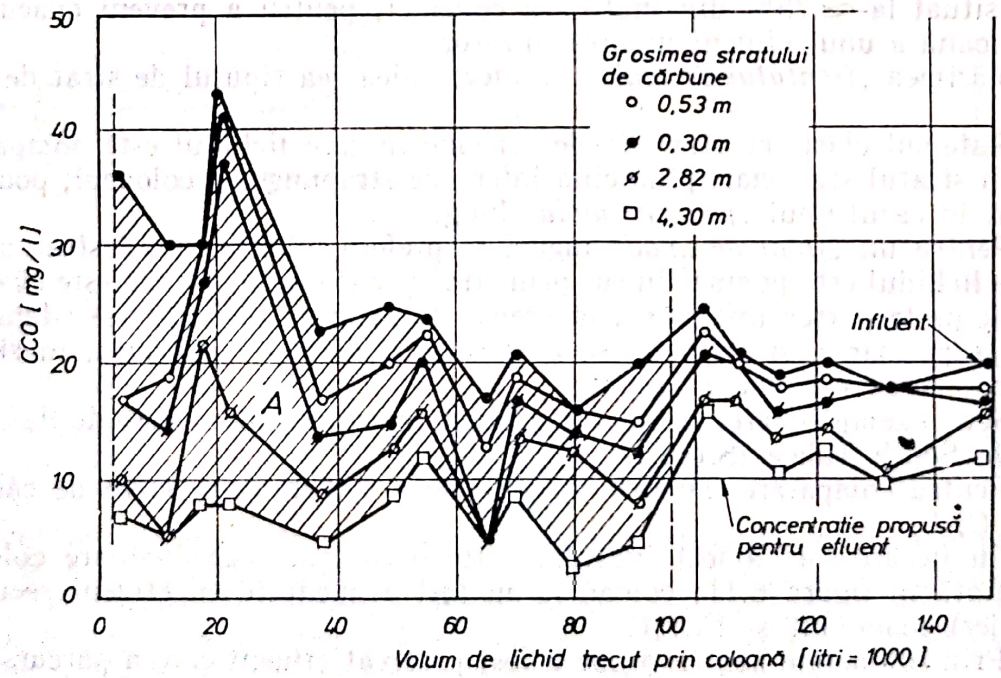



Fig. 6.13. **Concentrația substanțelor organice în efluent după parcurgerea a diferite grosimi ale stratului de cărbune din coloana cu sortul de cărbune activ *A* (efluent menajer secundar, coagulat și filtrat).**

Scanned with OKEN Scanner

Pentru a determina cantitatea de poluant $M$ reținută, se stabilește mai întîi cantitatea corespunzătoare unității de suprafață $m$ măsurată pe grafic.

Aceasta se obține înmulțind domeniul de concentrație corespunzător unității de lungime pe axa concentrațiilor cu domeniul de volum filtrat, corespunzător unității de lungime pe axa volumelor.

**Cantitatea totală de poluant reținută $M$ în coloană:**

$$M = Am. \tag{6.1}$$

**Cantitatea de poluant reținută pe 1 kg de cărbune din coloană:**

$$X = M/G; \tag{6.2}$$

$G$ = cantitatea de cărbune din coloană [kg].

Pentru stabilirea dozei de adsorbant necesară pentru realizarea condiției impuse pentru calitatea efluentului se calculează mai întîi **volumul de apă uzată** $V$, care poate fi epurată prin saturarea totală a cărbunelui aflat în coloană. Se utilizează relația:

$$V = M/b; \tag{6.3}$$

$b$ = scăderea concentrației care trebuie realizată prin epurare ($C_{infl}$—$C_{efl}$), deci:

$$V\,(C_{infl} - C_{efl}) = M. \tag{6.4}$$

Raportînd cantitatea de cărbune prezentă în coloană, $G$ [kg] la volumul de apă uzată $V$ [m³] se obține doza de cărbune [kg/m³] minimă necesară, corespunzătoare condițiilor de lucru respective.

Prin examinarea în același mod a tuturor coloanelor se verifică capacitatea de adsorbție a fiecărui sort de cărbune.

Cu ajutorul datelor obținute anterior pot fi trasate curbe comparative privind capacitatea de adsorbție a cărbunilor testați, la timpi de contact diferiți (după parcurgerea diferitelor grosimi ale stratului de cărbune, cu aceeași viteză de curgere).

În figurile 6.14 și 6.15 sînt prezentate curbele de variație ale cantităților de substanțe organice îndepărtate pe kg de cărbune în funcție de încărca-

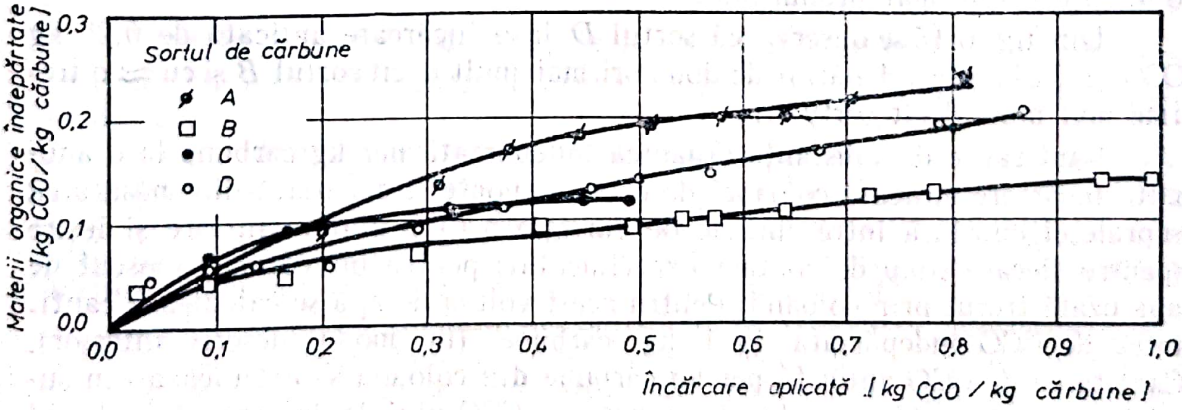



**Fig. 6.14. Compararea capacității de absorbție a sorturilor de cărbune $A$, $B$, $C$ și $D$, după parcurgerea unui strat de 1,30 m (timp de contact 4,6 min).**

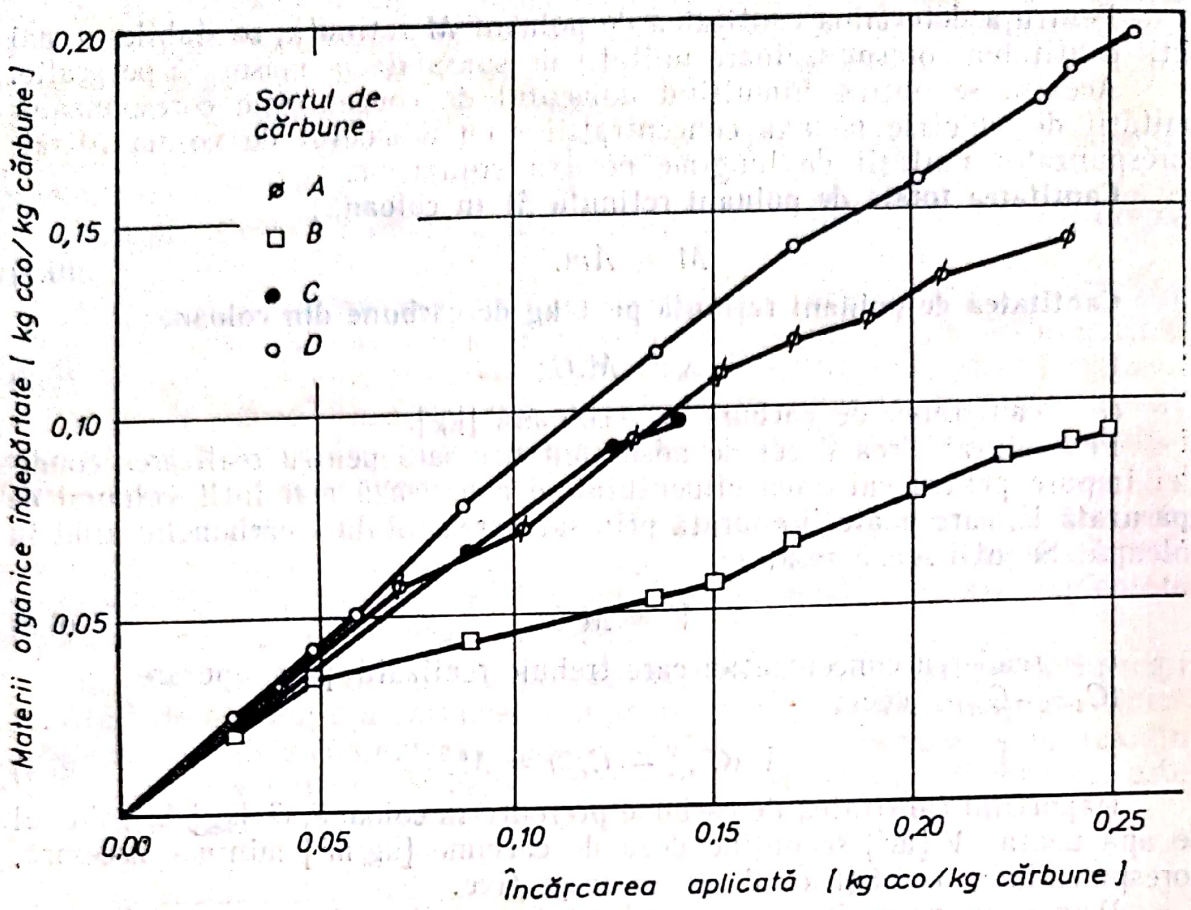



Fig. 6.15. **Compararea capacității de absorbție a sorturilor de cărbune *A*, *B*, *C* și *D* după parcurgerea unui strat de 4,30 m (timp de contact 17,5 min).**

rea aplicată (kg CCO/kg cărbune) la două grosimi ale stratului de cărbune: 1,30 m (timp de contact de $\approx$ 5 min) și 4,30 m (timp de contact 17,5 min).

La grosimi mici ale stratului de cărbune, diferențele dintre capacitățile de adsorbție ale cărbunilor testați sînt foarte mici; cu cît grosimea crește, diferențele sînt mai pronunțate.

Din fig. 6.15 se observă că sortul *D* la o încărcare aplicată de 0,25 kg CCO/kg cărbune a îndepărtat de două ori mai mult decît sortul *B* și cu $\approx$ o treime mai mult decît sortul *A*.

Cantitățile de substanță organică îndepărtată per kg cărbune la o anumită încărcare aplicată coloanei de cărbune poate fi calculată din măsurarea suprafeței cuprinsă între curbele de variație a CCO-ului la intrare și ieșire (pentru fiecare timp de contact experimentat) pentru un volum cunoscut de apă uzată trecut prin coloană. Pentru acest volum de apă se calculează cantitatea de CCO îndepărtată la 1 kg cărbune (în modul descris anterior). Cantitatea de CCO aplicată per kg cărbune din coloană se calculează din suprafața cuprinsă între curba de variație a CCO-ului la intrarea în coloană și abscisă în funcție de volumele de apă uzată trecute prin coloană.

Scanned with OKEN Scanner

**Din rezultatele acestor experimentări s-au tras următoarele concluzii:**

1) *Sortul de cărbune C* a dovedit o capacitate redusă de adsorbție (0,12 kg CCO îndepărtat/kg cărbune) și tendința spre pierderi de presiune excesive datorită rezistenței mecanice foarte mici, ceea ce a determinat sporirea proporției de granule fine și ca urmare, scoaterea din funcțiune a coloanei respective.

2) *Sortul de cărbune D* s-a dovedit superior sorturilor *A* și *B*, atît în ceea ce privește capacitatea, cît și viteza de adsorbție.

6.2.2.2. **Stabilirea timpului de contact optim și a timpului de retenție în coloană.** Un parametru deosebit de important în procesul de adsorbție este timpul de contact, care este definit ca timpul necesar parcurgerii coloanei de cărbune (goală) la o viteză de curgere constantă.

**Timpul de contact:**

$$T_c = H/v; \tag{6.5.}$$

$H$ = înălțimea coloanei [m];
$v$ = viteza de curgere prin coloană [m/s] sau:

$$T_c = V_t/Q; \tag{6.6}$$

$V_t$ = volumul total al coloanei (goale) [l (m³)];
$Q$ = debitul de apă uzată trecut prin coloană [l/s (m³/s)].

Pentru stabilirea timpului de retenție în coloană (lungimea timpului necesar pentru ca un lichid să treacă printr-o coloană la viteza de curgere constantă, ținînd seama de spațiile ocupate de umplutura coloanei), volumul total al coloanei fără umplutură va fi corectat înmulțindu-l cu porozitatea $p$, sau fracțiunea de goluri $\varepsilon$.

**Timpul de retenție:**

$$T_r = \frac{V_t}{Q} p\ (\varepsilon); \tag{6.7}$$

$p$ fiind $V_g/V_t$ relația devine :

$$T_r = V_g/Q; \tag{6.8}$$

$V_g$ este volumul gol (spațiile libere dintre granulele de cărbune) obținut prin scăderea volumului ocupat de granule din volumul total (al coloanei goale).

Timpul de retenție în coloană este mai scurt decît timpul de contact, diferența dintre ele fiind dependentă de porozitate (sau de fracțiunea de goluri).

Timpul de contact adoptat în practică trebuie să fie cel puțin egal cu acela corespunzător zonei de transfer de masă în care are loc scăderea concentrației poluantului din influent pînă la nivelul normat.

Pentru stabilirea timpului de contact pot fi utilizate și „*curbele de trecere*" prin coloană, trasate pentru diferite viteze de curgere. Timpul de contact va fi dedus din volumul de lichid trecut prin coloană, calculat din momentul străpungerii coloanei pînă în momentul în care concentrația efluentului se apropie de a influentului, la o viteză dată.

Scanned with OKEN Scanner

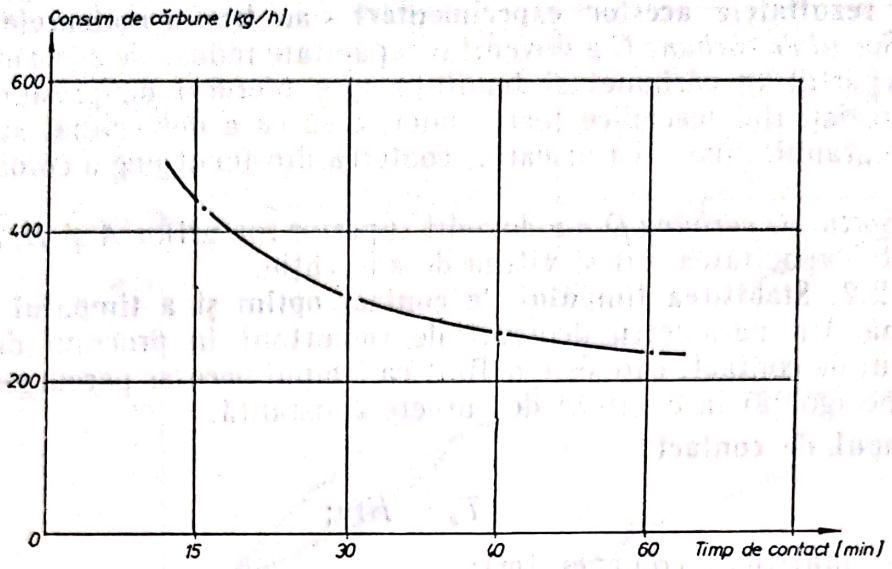



Fig. 6.16. **Linia de operare a unei instalații de adsorbție cu cărbune activ.**

Pentru stabilirea timpului de contact optim se efectuează experimentări similare pentru diferite viteze de curgere prin coloană. Se vor obține o serie de timpi de contact și consumurile orare de cărbune activ corespunzătoare acestor timpi.

Din reprezentarea grafică a consumului de cărbune în funcție de timpii de contact se obține o curbă de genul celei prezentate în figura 6.16. Această curbă reprezintă *„linii de operare"* cu ajutorul căreia se va putea alege timpul de contact și viteza de curgere optimă. Se va avea în vedere că la alegerea unui timp de contact scurt se reduce volumul instalațiilor, dar se determină în schimb o utilizare mai puțin completă a capacității de adsorbție a cărbunelui, deci un consum sporit de cărbune și o instalație de regenerare mai mare.

### 6.2.3. SISTEME DE EXPLOATARE A INSTALAȚIILOR CU CĂRBUNE ACTIV

Filtrarea prin cărbune activ și exploatarea coloanelor de cărbune pot fi realizate în următoarele **variante principale**:

1) *Curgerea apei prin stratul de cărbune, în jos (descendentă) sau în sus (ascendentă).*
2) *Exploatarea coloanelor conectate în serie sau în paralel* (figurile 6.17 și 6.18).
3) *Exploatarea sub presiune sau prin gravitație în coloanele cu curgere descendentă.*
4) *Strat compact (fix) sau strat expandat (mobil) în cazul coloanelor cu curgere ascendentă.*

**Materialele de construcție și forma recipienților pot fi variabile:**
● *din oțel sau beton*; ● *cu secțiune circulară sau rectangulară.*

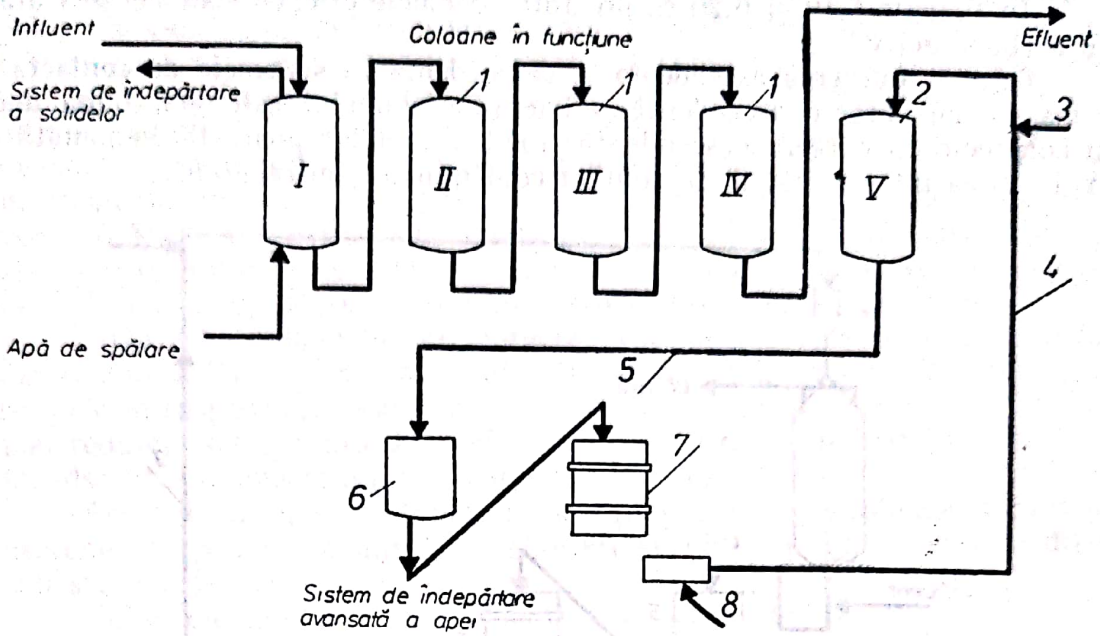



Fig. 6.17. **Schema unui sistem de tratare cu strat fix de cărbune, conectat în serie:**
*1* — adsorber în funcțiune; *2* — adsorber de rezervă; *3* — adaos de cărbune proaspăt; *4* — cărbune regenerat; *5* — cărbune epuizat; *6* — rezervor de cărbune drenat; *7* — cuptor de regenerare cu vetre multiple *8* — bazin de stingere.

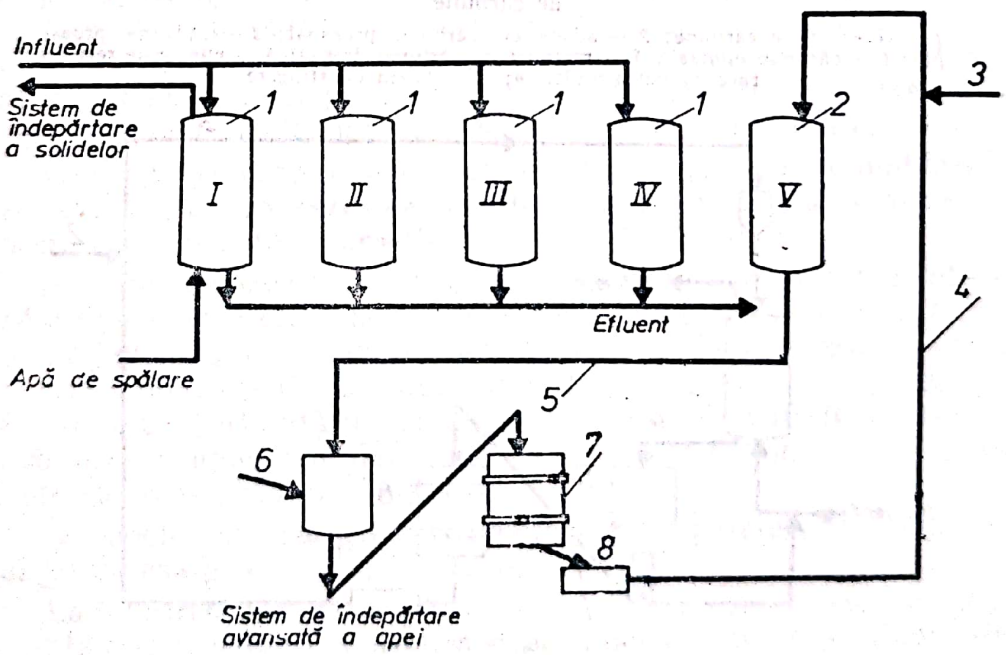



Fig. 6.18. **Schema unui sistem de tratare, în adsorbere cu strat fix de cărbune, conectat în paralel:**
*1* — adsorber în funcțiune; *2* — adsorber de rezervă; *3* — adaos de cărbune proaspăt; *4* — cărbune regenerat; *5* — cărbune epuizat; *6* — rezervor de cărbune drenat; *7* — cuptor de regenerare cu vetre multiple; *8* — bazin de stingere.

Scanned with OKEN Scanner

În figurile 6.19 și 6.20 se prezintă schemele cîtorva sisteme de tratare cu cărbune activ.

6.2.3.1. **Curgerea ascendentă și descendentă în sistemele de contact.** În coloanele cu curgere ascendentă, eficiența cărbunelui este mai bună decît în coloanele cu curgere descendentă; exploatarea lor poate fi asemănată cu exploatarea într-un sistem de contact continuu în contracurent.

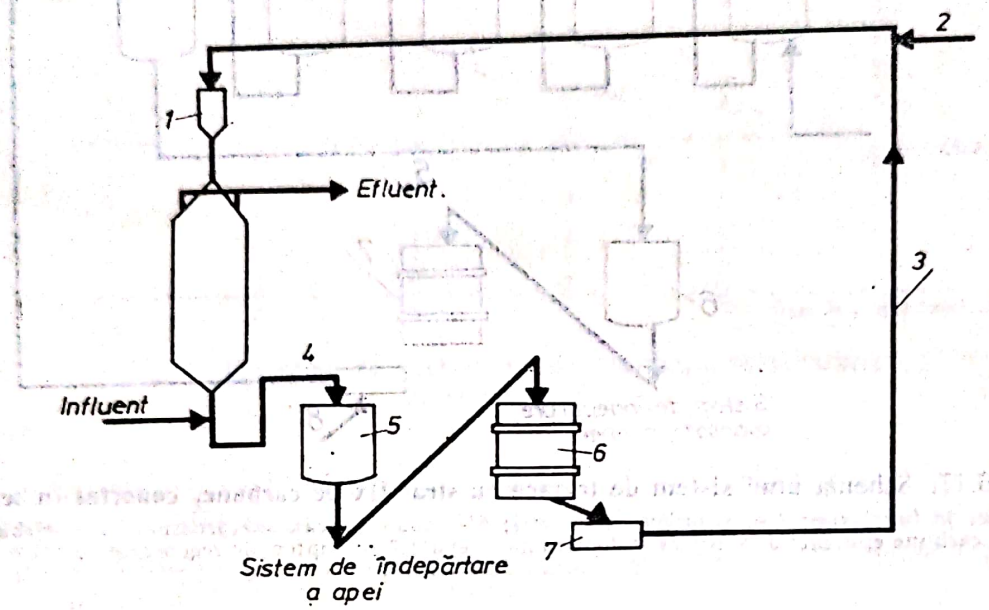



Fig. 6.19. **Schema unui sistem de tratare în adsorber cu strat mobil de cărbune:**

*1* — rezervor de cărbune; *2* — adaos de cărbune proaspăt; *3* — cărbune proaspăt; *4* — cărbune epuizat; *5* — rezervor de cărbune drenat; *6* — cuptor de regenerare cu vetre multiple; *7* — bazin de stingere.

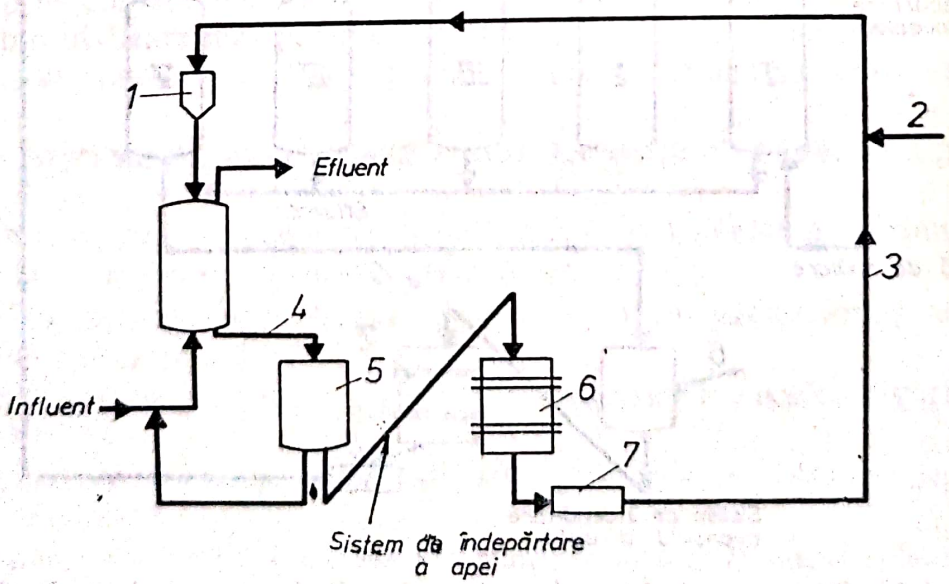



Fig. 6.20. **Schema unui sistem de tratare în adsorber cu strat expandat de cărbune:**

*1* — rezervor de cărbune; *2* — adaos de cărbune proaspăt; *3* — cărbune regenerat; *4* — cărbune epuizat; *5* — rezervor de cărbune drenat; *6* — cuptor de regenerare cu vetre multiple; *7* — bazin de stingere.

În exploatarea în contracurent pot fi folosite doze mai mici de cărbune; coloanele ascendente pot fi proiectate astfel încît să se poată scoate cărbunele epuizat şi să se adauge cărbune proaspăt, în timp ce coloana rămîne în funcţiune. Cînd aceste operaţii sînt efectuate aproape continuu, stratul poate fi asimilat cu un strat pulsator. Stratul pulsator poate fi ascendent compact sau expandat. Influentul coloanelor cu curgere ascendentă trebuie să fie lipsit de suspensii în cazul straturilor fixe, în timp ce prin straturile expandate poate fi trecută apă uzată cu conţinut mai ridicat de suspensii; la acest sistem este posibilă utilizarea unui cărbune cu granulaţie foarte mică (ceea ce reduce timpul de contact) fără pierderi excesive de presiune.

Utilizarea coloanelor cu curgere descendentă face posibilă utilizarea cărbunelui activ atît ca material adsorbant, cît şi ca strat filtrant (pentru solidele în suspensie). Aparenta economie realizată în acest sistem (investiţii mai reduse) este anulată de eficienţele scăzute realizate atît în filtre, cît şi în adsorbţie şi uneori apar costuri mari în exploatare.

Această utilizare combinată (adsorbţie şi filtrare) a coloanelor cu curgere descendentă poate fi avantajoasă cînd efluentului nu i se impun condiţii de calitate foarte severe.

Coloanele cu curgere descendentă pot fi conectate în serie sau în paralel. În cazul exploatării în serie, legăturile (ventile, conducte) trebuie să permită utilizarea fiecărei coloane în orice poziţie din serie. Conectarea a mai mult de două coloane în serie nu este recomandată datorită costului armăturilor şi conductelor de legătură.

Straturile cu curgere descendentă trebuie spălate periodic pentru a preveni pierderile de presiune asociate cu acumularea de suspensii solide.

Exploatarea continuă a straturilor descendente, fără spălări, timp de cîteva zile, poate conduce la compactarea sau chiar blocarea stratului, astfel încît, expandarea în timpul spălării devine foarte dificilă şi necesită cantităţi de apă de spălare mult mai mari decît la spălările obişnuite.

Coloanele cu curgere descendentă sînt prevăzute cu un fund fals la partea inferioară, pentru susţinerea cărbunelui şi cu posibilităţi de spălare şi control, similare celor folosite în practica spălării filtrelor de nisip.

Folosirea coloanelor cu curgere descendentă pentru dublu rol — filtrare şi adsorbţie — este economică. Coloanele-filtre sînt în esenţă filtre de suprafaţă şi ca atare, prezintă dezavantajele filtrelor de suprafaţă utilizate pentru ape uzate. Perturbări ale procesului de pretratare pot produce creşteri neaşteptate ale turbidităţii sau ale conţinutului de materii în suspensie, care pot colmata complet suprafaţa unui strat filtrant făcînd necesară spălarea lui înainte de repunerea în funcţiune.

Coloanele cu curgere ascendentă pot fi spălate prin simpla trecere a unui jet de apă prin stratul de cărbune.

La folosirea coloanelor cu curgere ascendentă sau a celor cu curgere descendentă este preferabil ca influentul coloanelor să fie în prealabil filtrat prin filtre de nisip.

Spălarea şi repunerea în funcţiune a unui filtru de nisip poate dura $\approx 20$ min, pe cînd spălarea unui filtru-coloană necesită un volum mai mare de apă şi cu calităţi mai bune, iar coloana trebuie scoasă din funcţiune.

Scanned with OKEN Scanner

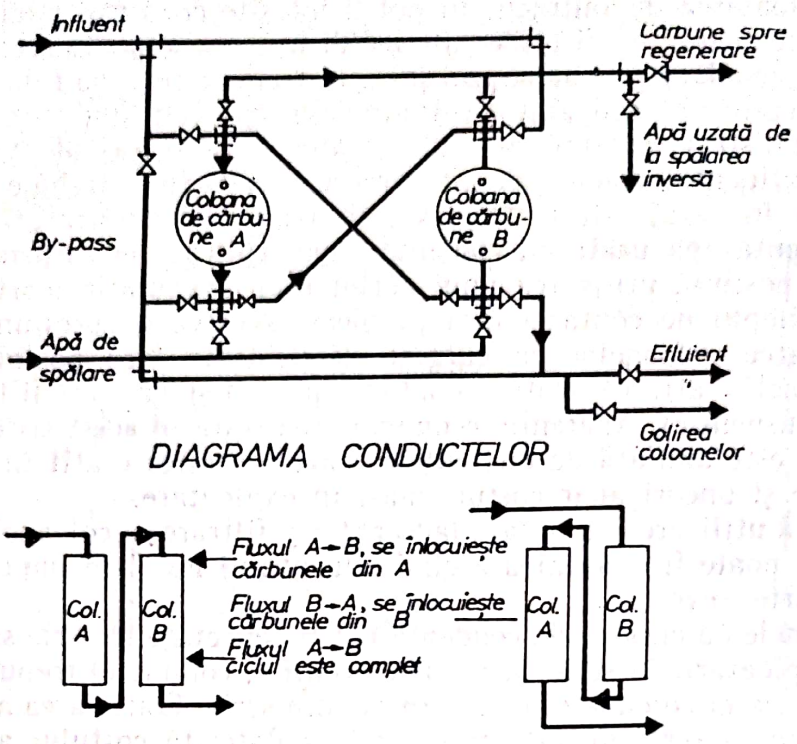



Fig. 6.21. **Exploatarea a două coloane de cărbune cu curgere descendentă conectate în serie.**

În cazul utilizării sistemului cu curgere descendentă, pentru înlocuirea cărbunelui epuizat, coloana se scoate din funcțiune, pe cîtă vreme la sistemul cu curgere ascendentă, nu sînt necesare coloane de rezervă, pentru că înlocuirea cărbunelui epuizat cu cărbune proaspăt se poate face menținînd coloana în funcțiune.

În figura 6.21 se prezintă modul de exploatare a două coloane descendente, conectate în serie. Apa de tratat trece mai întîi prin coloana *A* și apoi prin coloana *B*. Cînd cărbunele din coloana *A* este epuizat, cărbunele din coloana *B* este numai parțial epuizat. În acest timp, tot cărbunele din coloana *A* este îndepărtat pentru regenerare și înlocuit cu cărbune proaspăt. Coloana *B* devine prima din serie; cînd cărbunele din această coloană este epuizat, este scos din coloană pentru regenerare și înlocuit cu cărbune proaspăt.

6.2.3.2. **Sisteme de contact gravitaționale și sub presiune.** Utilizarea coloanelor sub presiune oferă flexibilitate în exploatare, deoarece ele permit sistemului să fie exploatat și la pierderi de presiune mai ridicate și ca urmare permit variații mari ale debitului apei uzate. Coloanele gravitaționale sînt mai economice cînd sînt construite din beton.

6.2.3.3. **Forma filtrelor cu cărbune.** Raportul dintre adîncimea și diametrul stratului nu are o însemnătate deosebită în cazul asigurării unei distribuții și colectări uniforme a debitului; un raport de 1 : 1 este de obicei satisfăcător.

Dacă însuși stratul granular este folosit ca mijloc de distribuție a debitului sînt necesare rapoarte mai mari (4 : 1) pentru a minimaliza scurtcircuitarea și a evita apariția unor zone moarte în strat.

Scanned with OKEN Scanner

În general, prin proiectare se asigură uniformitatea alimentării și evacuării pe toată secțiunea stratului, pentru a minimaliza efectul raportului adîncime:diametru.

6.2.3.4. **Numărul și dimensiunile coloanelor.** În instalațiile mici (cu un număr redus de coloane) este necesar a se prevedea cel puțin o unitate de rezervă (pentru eventualele reparații); în instalațiile cu un număr mare de coloane această prevedere nu este necesară.

Recipienții sub presiune ce pot fi livrați prefabricați, nu pot avea dimensiuni foarte mari: maximum 4,00 m diametru și 18,00 m lungime, pentru a fi ușor transportabili.

Filtrele din beton deschise pot avea capacități pînă la 1 500 $m^3$ de cuvă, iar pentru o bună distribuție a debitului, suprafața unei cuve va fi maximum 90,00 $m^2$.

Pentru instalațiile mici este necesar a se folosi două sau mai multe coloane pentru a asigura flexibilitatea în operații, chiar dacă o coloană mare ar asigura capacitatea necesară.

În cazul existenței a două coloane ce lucrează în paralel, pot fi realizate economii, dacă efluentul unei coloane avînd o încărcare inferioară celei cerute, se amestecă cu efluentul celeilalte coloane a cărei încărcare este superioară:

**De exemplu**: *efluent I* $CCO = 15$ *mg/l*
*efluent II* $CCO = 25$ *mg/l*

*Condiția cerută*: CCO = 20 mg/l; deci, efluenții amestecați în proporții egale, conduc la obținerea unui efluent cu calitățile cerute.

6.2.3.5. **Distribuția și colectarea apei în recipient.** Factorii care afectează eficiența coloanelor de cărbune sînt numeroși, însă asigurarea unui contact bun între apă și întreaga masă de granule de cărbune pe toată durata parcurgerii coloanei este un factor esențial: acest lucru poate fi realizat prin buna distribuție și colectare a apei. Forma recipientului nu este esențială dacă apa este uniform distribuită și colectată.

În cazul straturilor pulsatoare ascendente este foarte important ca să se asigure îndepărtarea cărbunelui epuizat fără amestecarea parțială a acestuia cu restul cărbunelui și fără formarea unor căi preferențiale prin centrul coloanei.

Aceste condiții pot fi îndeplinite prin asigurarea unei conicități de 45° a părții interioare a adsorbantului și o amplasare potrivită a jetului de apă de alimentare. În cazul coloanelor mici se recomandă o conicitate mai mare a părții inferioare, de ≈ 60°. Un alt factor important în buna funcționare a coloanei este plasarea în coloană a cărbunelui regenerat în strat de o adîncime uniformă.

O altă condiție ce trebuie îndeplinită în exploatarea coloanelor este asigurarea unei bune separări a apei de cărbune la intrarea și ieșirea din coloană, lucru ce se poate realiza bine prin montarea unor site de oțel.

6.2.3.6. **Încărcarea hidraulică și pierderile de presiune caracteristice straturilor de cărbune.** Debitul și adîncimea stratului de cărbune, necesare pentru performanțe optime sînt dependente de viteza de adsorbție a impurităților din apa uzată. Debitele specifice utilizate în mod curent sau încărcarea hidraulică sînt cuprinse în domeniul 80—400 l/min pe metru pătrat de secțiune transversală. Adîncimile uzuale ale straturilor de cărbune sînt 1,00—10,00 m

Atît studiile teoretice, cît și datele experimentale au arătat că pentru lichidele ce trec prin straturi poroase există viteze critice care schimbă natura rezistenței la difuzie. La viteze reduse, concentrația poluantului din filmul stagnant în jurul particulei de adsorbant este posibil să scadă mai rapid decît poate fi înlocuit poluantul prin difuzie din masa principală a lichidului. Astfel, rezistența la difuzie prin film este determinantă pentru viteza de adsorbție. Pe măsură ce viteza crește se va ajunge la un punct cînd factorul determinant va fi incapacitatea adsorbantului de a îndepărta (adsorbi) poluantul din soluție cu aceeași viteză cu care este transportat la suprafața particulei din masa principală a lichidului.

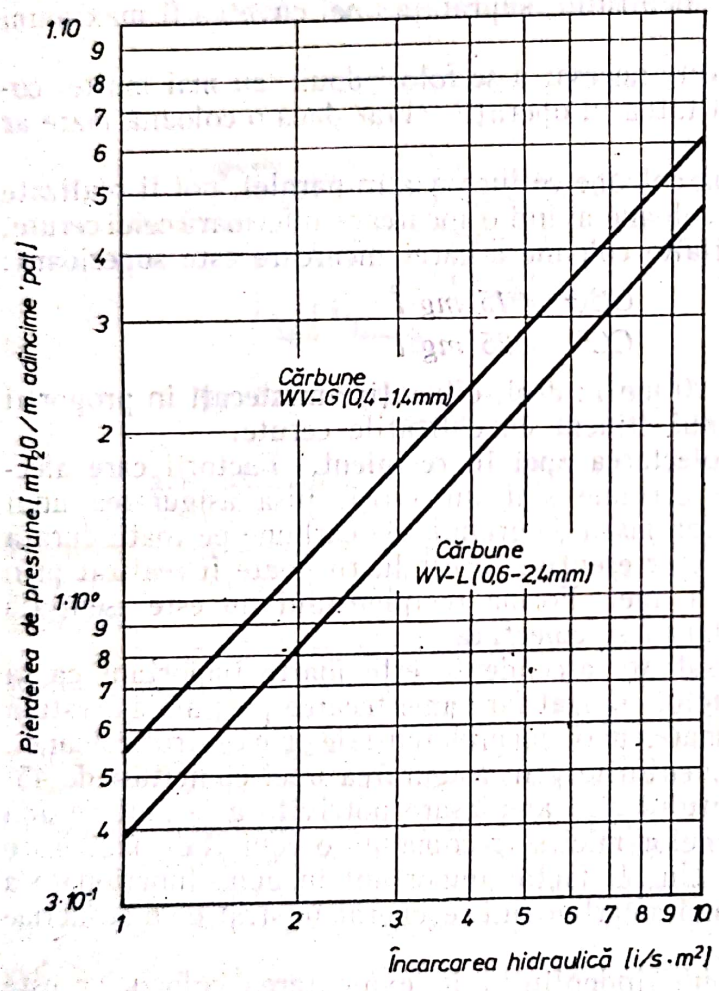



Fig. 6.22. **Pierderea de presiune în funcție de încărcarea hidraulică.**

S-a demonstrat că, în domeniul de încărcări hidraulice de 80—400 l/min · m² viteza nu este un factor limitativ al procesului de adsorbție.

Creșterea debitului de apă uzată ce trece prin cărbune va conduce la creșterea pierderii de presiune $\Delta P$.

**Pierderea de presiune este dependentă de debitul specific și de mărimea particulelor de cărbune.** Această corelație pentru apa (curată) ce trece printr-un strat de cărbune (curat) este:

$$\Delta P = \frac{K \nu V L_c}{D_p^2 D_c}; \qquad (6.9)$$

$\Delta P$ = scăderea de presiune;
$K$ = constantă;
$\nu$ = viscozitatea;
$V$ = debitul;
$L_c$ = adîncimea stratului;
$D_p$ = diametrul mediu al particulelor;
$D_c$ = diametrul coloanei.

Din această relație reiese că pierderea de presiune hidraulică este direct proporțională cu debitul și invers proporțională cu mărimea particulelor.

În figura 6.22 este ilustrată creșterea scăderii de presiune cu creșterea încărcării hidraulice pentru diferite granulații ale cărbunelui activ în instalații cu curgere descendentă.

Pentru coloane cu curgere descendentă se recomandă sortul cu granulația 0,6—2,4 mm, în timp ce sortul cu granulația 0,4—1,4 mm va fi preferat pentru straturi ascendente deoarece pentru expansiune este necesară o viteză ascendentă mai slabă.

Pierderea de presiune pentru un anumit sort de cărbune și pentru o încărcare hidraulică dată trebuie determinată prin testele efectuate în coloane pilot.

Dacă se anticipează o pierdere de presiune excesivă (dată de o încărcare hidraulică ridicată) se va opta pentru sistemul de curgere ascendent.

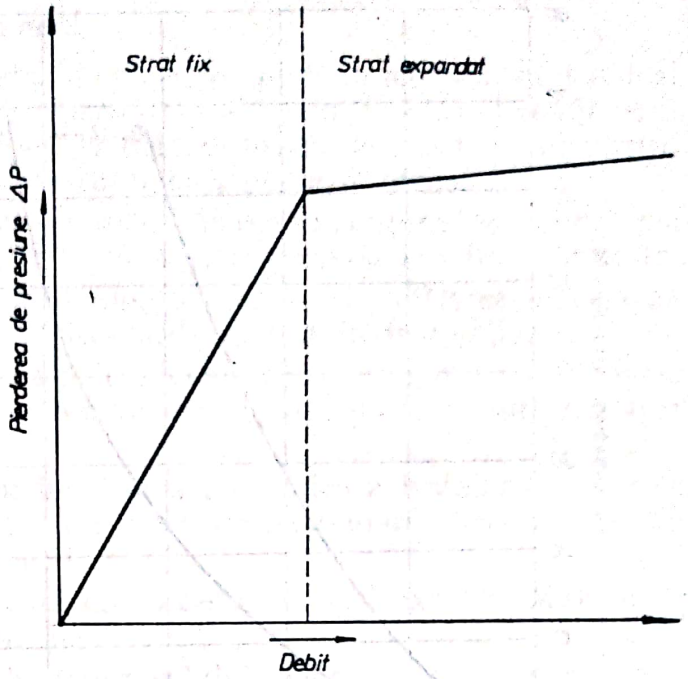



Fig. 6.23. **Pierderea de presiune în expandarea unui strat de cărbune.**

Preferința pentru un sistem gravitațional față de unul sub presiune poate fi de asemenea influențată de pierderile de presiune ce se anticipează a fi create.

Încărcările hidraulice foarte mari sînt practicate numai în sistemele sub presiune; sistemul gravitațional în straturi cu curgere descendentă este considerat practicabil numai la încărcări hidraulice mai mici decît 160 l/min.m².

Straturile expandate cu curgere ascendentă vor fi adoptate atunci cînd se așteaptă pierderi de presiune ridicate.

În figura 6.23 este ilustrată creșterea pierderii de presiune, $\Delta P$ pentru expansiunea inițială a stratului și creșterea mai slabă pentru expandarea ulterioară.

În figura 6.24 este ilustrată expandarea a două straturi de cărbune (0,6—2,4 mm și 0,4—1,4 mm) la diferite debite.

Se observă că pentru cărbunele de 0,4—1,4 mm o expandare de 10% apare la un debit specific de aproximativ 220 l/min · m², iar pentru cărbunele de 0,6—2,4 mm aceeași expandare apare la un debit de ≈ 400 l/min · m².

6.2.3.7. **Spălarea straturilor de cărbune.** Scopul spălării este de a îndepărta solidele acumulate în stratul de cărbune, solide ce provoacă pierderi mari de presiune în coloană și deteriorarea calității efluentului. Frecvența spălării este dependentă de încărcarea hidraulică, de natura și concentrația suspensiilor solide din apa uzată, de mărimea particulelor de cărbune și de sistemul de curgere (ascendent sau descendent).

De exemplu, o coloană care a funcționat la o încărcare hidraulică de ≈ 300 l/min · m² a trebuit să fie spălată zilnic pentru a contracara pierderea de sarcină excesivă.

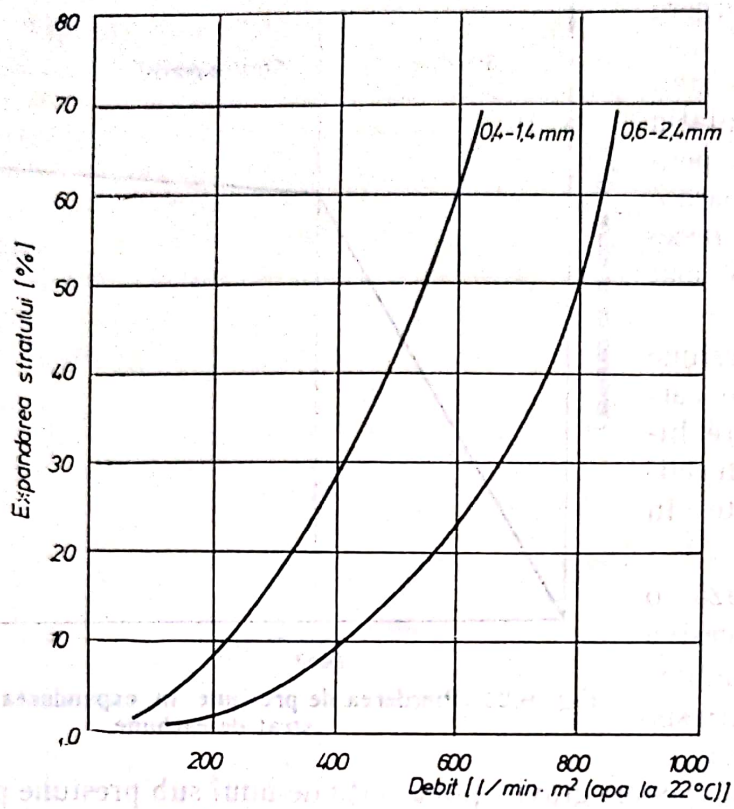



Fig. 6.24. Expandarea unui strat de cărbune la diferite debite şi granulaţii.

Aceeaşi coloană cînd a funcţionat la o încărcare hidraulică de 150 l/min·m² alimentată cu apă uzată cu acelaşi conţinut de suspensii, a fost necesar să fie spălată numai la $2^1/_2$ zile.

Poate fi dinainte stabilit ca spălările să se facă la interval de o zi, chiar şi fără modificări importante ale pierderii de presiune sau ale turbidităţii; în timpul unor perioade de şocuri în încărcarea cu solide, spălările se vor face zilnic.

**Îndepărtarea solidelor aflate într-un strat fix cu curgere ascendentă se realizează în două etape:**

1) *Îndepărtarea suspensiilor depuse la partea inferioară prin operarea temporară a stratului în flux descendent.*

2) *Îndepărtarea suspensiilor depuse în partea de mijloc prin expansiunea puternică a stratului.*

Spălarea unei coloane cu curgere ascendentă, alimentată cu apă filtrată, poate fi realizată simplu prin mărirea debitului de la valoarea normală la dublu, pentru 10—15 min.

Spălarea unei coloane descendente necesită în mod normal o expansiune a stratului de 10—50%.

**Îndepărtarea eficientă a solidelor acumulate pe suprafaţa cărbunelui în coloanele cu curgere descendentă necesită:**

1) *Aparataj pentru spălarea de suprafaţă cu folosirea unui dispozitiv rotativ sau duze staţionare pentru dirijarea jeturilor de apă cu presiune mare la suprafaţa stratului de cărbune.*

Scanned with OKEN Scanner

2) *Spălarea cu aer.*
3) *Spălarea combinată apă-aer.*

Spălarea suprafeței sau spălarea cu aer se aplică în mod obișnuit numai în primele 5 min ale unei spălări inverse de 10-15 min. Cînd spălarea inversă este suplimentată cu spălare cu aer, cantitatea totală de apă necesară pentru a atinge un grad de curățire a stratului dat, poate fi redusă.

De asemenea, spălarea suprafeței sau spălarea cu aer previne colmatarea stratului, lucru ce nu poate fi realizat prin spălarea inversă la viteze obișnuite.

În general, cantitatea totală de apă utilizată prin spălarea inversă nu trebuie să depășească 5% din debitul mediu tratat în instalație.

Apa de spălare inversă, poate fi eficient reutilizată prin recircularea ei într-un bazin de sedimentare primară sau în altă parte la intrarea apei uzate în instalația de tratare.

Pentru a reduce șocurile în încărcarea hidraulică a instalației datorită apei de spălare se poate prevedea un bazin de recirculare. Această măsură este valabilă pentru instalații mici.

Spălarea cu aer a fost folosită cu succes în lucrări experimentale și se pare că va fi folosită pe scară mare.

Această tehnică implică coborîrea nivelului apei cu $\approx$ 30 cm de la partea superioară a stratului de cărbune urmată de introducerea aerului cu o viteză de $\approx$ 0,8 — 3,00 $m^3/m^2 \cdot$ min la partea inferioară a coloanei, viteză care va agita întregul strat de cărbune.

Pentru îndepărtarea peliculei biologice dintre particulele de cărbune este suficientă o spălare cu aer de 5 min.

Dacă se urmărește filtrarea pe cărbune într-o coloană de sticlă, se remarcă pe suprafața cărbunelui formarea unei *turte* de cîțiva milimetri grosime, constituită în cea mai mare parte din materii în suspensie reținute.

Dacă se procedează atunci la o spălare prin contracurent de apă, se constată că turta, departe de a se dezagrega, păstrează o anumită coeziune și are tendința din cauza curenților ascensionali, de a se răsuci în jurul ei, antrenînd pe suprafața sa granule de cărbune.

Odată format, nămolul pătrunde în masa cărbunelui și dacă spălarea se prelungește, nămolul se regăsește pe fundul filtrului.

Pentru a evita acest fenomen care în timp ar produce o colmatare a fundurilor de filtru, dacă acestea nu sînt spălate decît cu apă, pare indispensabil, într-un filtru industrial, să se degajeze „*turta*“ superficială cu ajutorul unui contracurent de aer.

Bineînțeles, dată fiind densitatea mică a cărbunelui, insuflarea preliminară impune ca nivelul apei în filtru să fie mult mai scăzut decît cel din deversor, astfel încît să nu se piardă cărbune în timpul acestei operații.

**Operațiile de spălare se succed în următoarea ordine:**

1) *Închiderea vanei de admisie a apei pe filtru.*

2) *Oprirea producției, prin închiderea vanei în aval de filtru atunci cînd nivelul apei este la 1,30 m sub deversoarele de apă de spălare.*

Scanned with OKEN Scanner

3) *Admisia contracurentului în aer:*

| | |
|---|---|
| Viteza | 70,00 $m^3/m^2 \cdot h$ |
| Durata | 10 min |
| Volum | 367,00 $m^3$ |

4) *Oprirea contracurentului de aer. Admisiunea contracurentului de apă:*

| | |
|---|---|
| a) Viteză redusă | 18,00 $m^3/m^2 \cdot h$ |
| Durata | 10 min |
| Expandare | 8% |
| b) Viteză normală | 23,00 $m^3/m^2 \cdot h$ |
| Durata | 15 min |
| Expandare | 12% |

5) *Oprirea contracurentului de apă. Deschiderea vanelor de admisie și de ieșire.*

**Eficacitatea spălării filtrelor poate fi controlată prin mai multe mijloace:**

1) *Măsurarea concentrației nămolurilor în apele de spălare în funcție de timp.*

2) *Măsurarea concentrației nămolurilor care se găsesc în mediul filtrant înainte și după spălare. Această măsurare se poate face în diferite puncte ale filtrului și la diferite înălțimi ale stratului filtrant.*

*Concentrația nămolurilor în apele de spălare.* Trebuie semnalat că evacuarea apelor la canal are loc la începutul perioadei de spălare la filtrele cu nisip, în timp ce la filtrele cu cărbune ea începe numai cînd spălarea s-a terminat. Aceasta explică faptul că se poate găsi o concentrație în nămoluri superioară la începutul deversării apelor de spălare ale filtrului cu cărbune.

Variația concentrației în nămoluri a apelor de spălare în funcție de timp are loc în mod aproape identic în cele două tipuri de filtre. La sfîrșitul spălării, concentrația în nămoluri este de același ordin, 50 pînă la 100 mg/l pentru nisip și pentru cărbune. Pare inutil să se continue spălarea peste aceste concentrații, pentru că, consumul de apă crește apreciabil.

Spălarea cu apă a unui strat de cărbune de 1,00 m grosime a fost simulată într-o coloană de sticlă de 12 $cm^2$ umplută cu „cărbune *A*". Viteza contracurentului de apă a fost menținută la 20,00 $m^3/m^2 \cdot h$ — în timpul de 190 h, ceea ce corespunde unui an de spălare, 1/2 h/zi.

Analiza granulometrică a granulelor, înainte și după spălarea prelungită, nu relevă apariția vreunei diferențe de mărime, deci vreunei uzuri mecanice sensibile; s-a observat antrenarea unor granule fine în cursul spălării.

După 10 luni de exploatare, într-un filtru de 31,00 $m^2$ cu cărbune *B* se observă totuși o creștere de $\approx 2\%$ a fracțiunii granulelor mai mici de 1 mm, ceea ce face să apară o foarte slabă uzură. Pe de altă parte, măsurări de expansiune efectuate după 100 și 300 zile de funcționare, par să confirme aceste rezultate.

Spălarea în contracurent de apă a unei mase filtrante, poate provoca expansiunea sa; procentul de expansiune este funcție de densitatea granulelor, de mărimea lor și de viteza contracurentului.

În ceea ce privește filtrele de nisip, contracurentul nu provoacă punerea în expansiune decît de la viteza de 50,00 m/h pentru granulele de 1 mm. Dimpotrivă, pentru granulele de cărbune de aceeași mărime, expandarea se produce la viteze de 10 ori mai mici.

Este deci, neapărat necesar, să se cunoască gradul de expandare, în funcție de viteza contracurentului pentru o granulozitate determinată, în scopul prevederii convenabile a vitezei contracurentului de spălare și geometriei filtrului, astfel încît să nu se piardă cărbune prin deversorul de apă de spălare în cursul acesteia.

6.2.3.8. **Eliminarea aerului și vidului din coloane.** Coloanele de cărbune cu funcționare sub presiune trebuie prevăzute cu ventile pentru eliminarea aerului și vidului, protejate cu site, pentru a evita blocarea lor cu particule de cărbune. Aerul trebuie eliminat cînd se umple coloana, iar vidul trebuie înlăturat cînd se face golirea coloanei — pentru a evita avarierea ei.

În figura 6.25 este prezentat în detaliu un ventil pentru îndepărtarea aerului sau vidului din coloane.

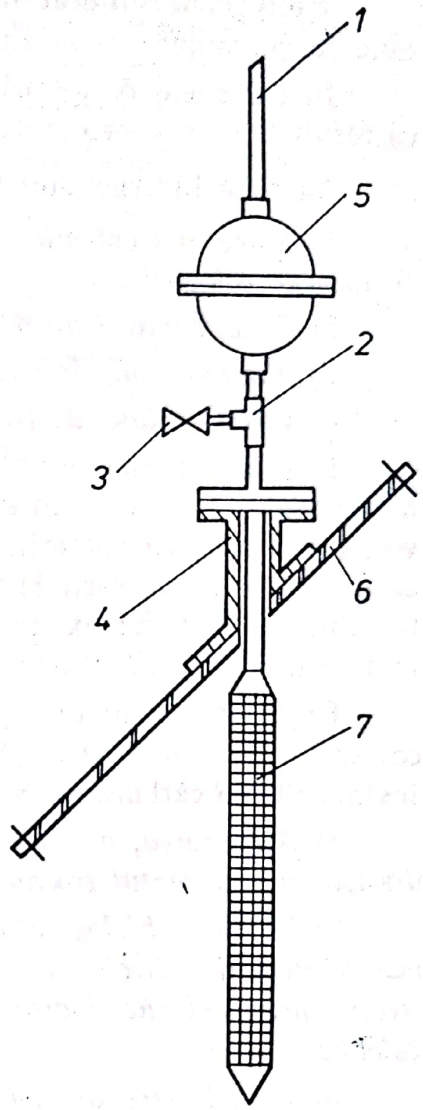



Fig. 6.25. **Ventil pentru evacuarea aerului și reducerea vidului:**
*1* — țeavă galvanizată; *2* — teu; *3* — ventil sferic; *4* — conductă cu flanșă sudată pe coloană; *5* — ventil pentru evacuarea suprapresiunilor sau pentru reducerea vidului; *6* — peretele coloanei de adsorbție; *7* — sită din oțel inoxidabil, detașabilă.

6.2.3.9. **Activitatea biologică în coloanele cu cărbune activ.** În cele mai multe cazuri, în coloanele cu cărbune activ se dezvoltă o microfloră a cărei activitate interferă cu procesul de adsorbție; în cazul tratării unor ape cu concentrații scăzute de materii organice ușor degradabile, activitatea biologică în stratul de cărbune este mult mai mică.

Activitatea biologică din straturile de cărbune expandate nu conduce la degajarea de mirosuri neplăcute și dacă această activitate este luată în considerație, ea poate conduce la scăderea simțitoare a necesarului de cărbune.

În straturile de cărbune fixe (neaerate), activitatea biologică dezvoltată în condiții anaerobe, favorizează degajarea de mirosuri neplăcute ($H_2S$)

Hidrogenul sulfurat în afară de faptul că este urît mirositor, contribuie la coroziunea metalului și degradarea betonului.

În coloanele de adsorbție cu cărbune activ, hidrogenul sulfurat apare ca rezultat al reducerii sulfaților de către bacterii în condiții anaerobe.

**Apariția hidrogenului sulfurat este favorizată de mai mulți factori:**

1) *Slaba concentrație, sau absența oxigenului dizolvat și a nitraților în influentul coloanei.*

2) *Concentrația ridicată de sulfați și de materii organice ușor degradabile.*

3) *Timpul lung de retenție în coloană.*

4) *Viteza redusă de trecere prin coloană.*

Este posibil să se prevină sau să se corecteze fenomenele ce apar din cauza hidrogenului sulfurat prin eliminarea uneia sau a mai multor condiții ce favorizează creșterea bacteriilor reducătoare de sulfați. Cele mai multe măsuri de prevenire a generării $H_2S$ trebuie luate chiar în faza de proiectare a sistemului de contact; există de asemenea și cîteva măsuri care pot fi luate în timpul funcționării instalației.

Experiența acumulată în acest domeniu este limitată, însă se pot recomanda cîteva **măsuri ce pot fi luate pentru prevenirea apariției $H_2S$ în instalațiile cu cărbune activ:**

1) *Asigurarea, pe cît posibil a unei concentrații cît mai ridicate de oxigen dizolvat în influentul coloanei de cărbune printr-o tratare biologică prealabilă.*

2) *Tratarea biologică și filtrarea eficientă pentru reducerea încărcării în materii organice dizolvate și a solidelor în suspensie; pot fi utilizate viteze de trecere prin coloană foarte ridicate, reducîndu-se astfel timpul de retenție în coloană.*

3) *Introducerea de clor în influentul straturilor fixe de cărbune și introducerea aerului, oxigenului sau azotatului de sodiu (ca sursă de oxigen), în straturile expandate cu curgere ascendentă.*

Din cauza creșterii masei celulare nu este recomandabilă introducerea aerului sau oxigenului în influentul unui strat fix; sînt posibile blocări (fizice) ale stratului de cărbune. Aceste mase celulare pot apare și în straturile cu curgere ascendentă, expandate, dar ele pot fi îndepărtate în secțiuni ale instalației care urmează coloanei de cărbune, cum ar fi filtrele sau decantoarele.

**Ca măsuri de remediere a inconvenientelor ce apar datorită generării $H_2S$ în timpul funcționării instalațiilor cu cărbune activ se recomandă:**

1) *Spălarea coloanelor la intervale mai dese, sau mai intens — prin folosirea spălării cu aer sau spălarea la suprafață.*

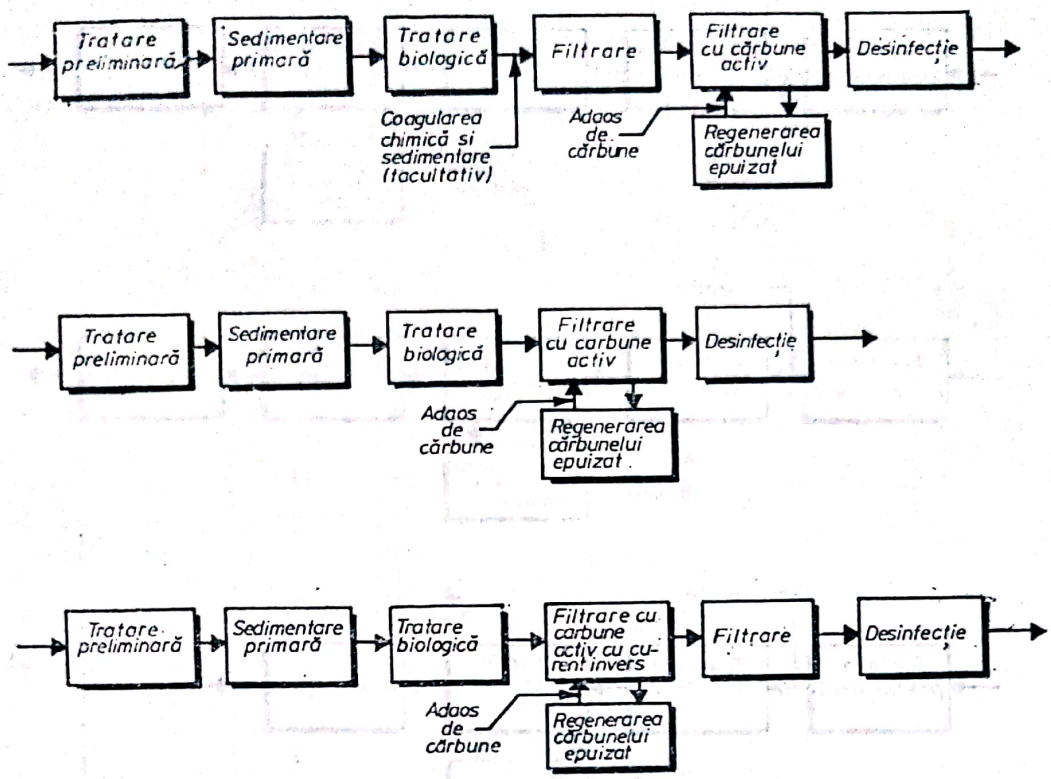



Fig. 6.26. **Scheme tipice de filtrare a apelor uzate ca treaptă terţiară.**

2) *Reducerea timpului de retenţie în coloană prin scoaterea cîtorva unităţi (coloane) din linie, cu condiţia ca timpul redus de contact cu cărbunele să fie totuşi suficient pentru obţinerea unui efluent corespunzător, iar pierderea de presiune în coloanele rămase în funcţiune să nu devină excesivă.*

3) *Clorinarea sau adaosul de oxigen influentului.*

### 6.2.4. DOMENIILE DE APLICARE ALE PROCEDEULUI DE FILTRARE CU CĂRBUNE ACTIV

Cărbunii activi au fost utilizaţi în numeroase procese industriale cu mulţi ani în urmă, dar în ultimii 15 ani, utilizarea cărbunelui activ s-a extins şi în epurarea apelor uzate orăşeneşti şi industriale.

**Cărbunele activ poate fi utilizat pentru:**

1) *Tratarea terţiară a efluenţilor care au fost supuşi anterior epurării primare (sedimentare) şi epurării secundare (biologice).*

2) *Tratarea apelor uzate brute, după ce acestea au fost supuse numai unei epurări fizico-chimice prin coagulare, sedimentare şi eventual filtrare.*

Scanned with OKEN Scanner

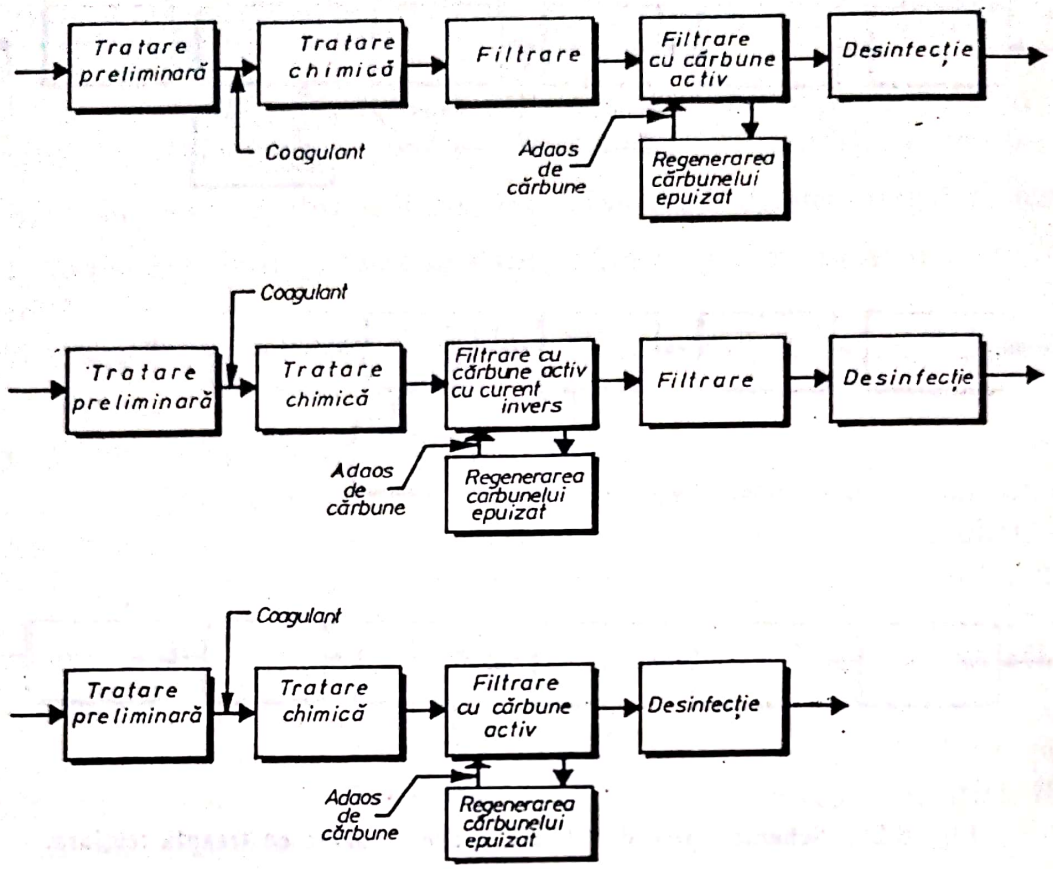



Fig. 6.27. **Scheme tipice de tratare în care filtrarea prin cărcune activ este utilizată după o epurare fizico-chimică.**

În figurile 6.26 și 6.27 se prezintă cîteva scheme tipice de tratare a apelor uzate în care este inclusă și treapta de adsorbție pe cărbune activ granular.

Alegerea schemei de tratare a apei uzate depinde de debitul și tipul apei de tratare și de calitățile cerute efluentului.

Procesul de adsorbție pe cărbune activ fiind influențat de numeroși factori ca: natura (calitatea) cărbunelui, natura materialului de adsorbit (mărimea moleculelor și polaritatea), natura soluției (*p*H-ul), sistemul de contact și modul de exploatare, este necesar ca parametrii de proiectare tehnogică să fie stabiliți pentru fiecare caz în parte, înaintea proiectării propriu-zise a instalațiilor de adsorbție pe cărbune activ.

### 6.2.5. EXEMPLE DE FILTRE CU CĂRBUNE ACTIV

6.2.5.1. **Coloane cu strat fix, cu curgere ascendentă, sub presiune.** În figura 6.28 se prezintă vederea exterioară a uneia din coloanele instalate la Orange Country (California, S.U.A.), cu curgere ascendentă, strat de cărbune

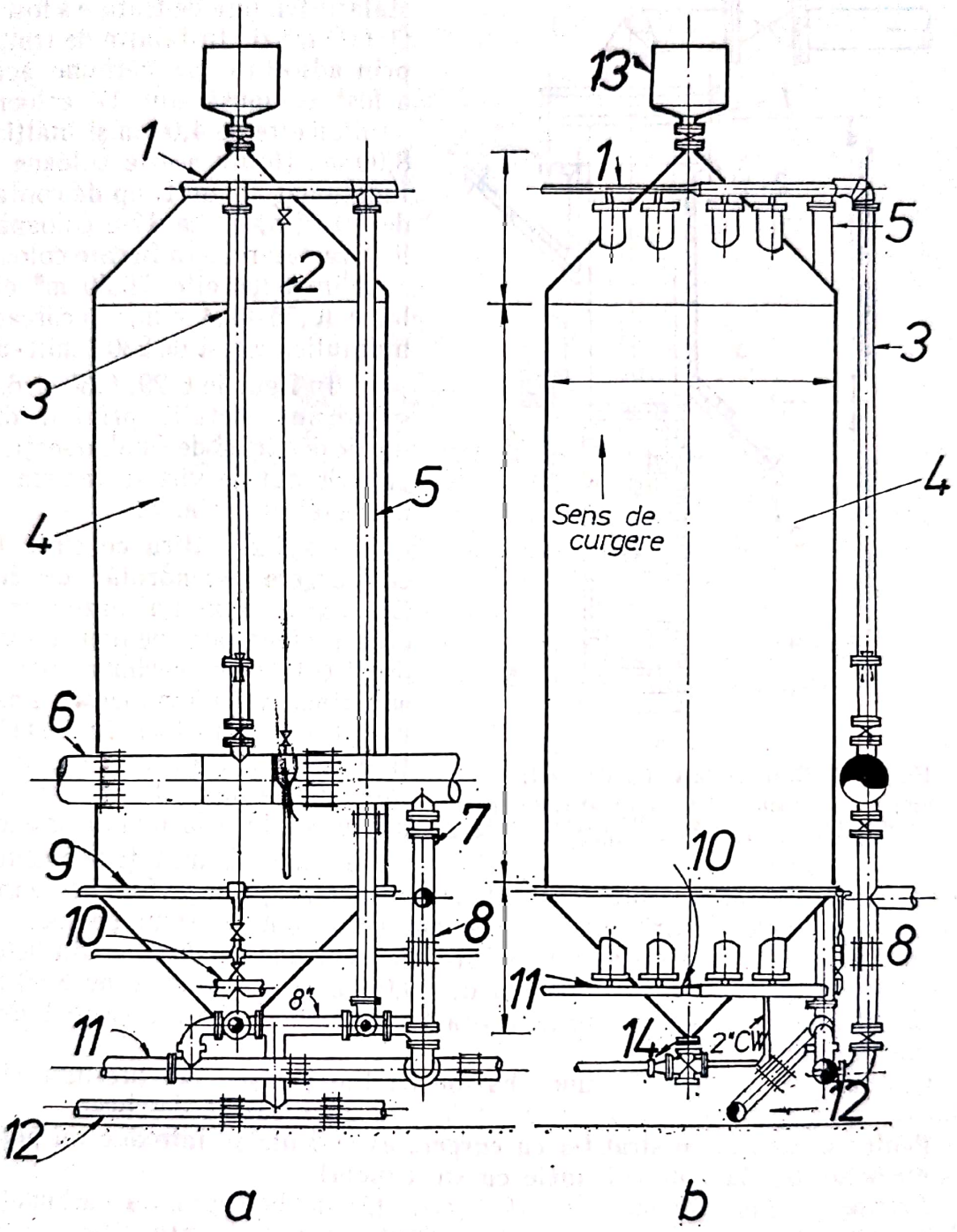



Fig. 6.28. **Coloană cu curgere în sus în contracurent, Orange County — California:**

*a* — vedere din față; *b* — vedere laterală; *1* — conductă ramificată de colectare a efluentului; *2*—conductă de recoltare; *3*—conductă pentru efluent Ø 8''; *4* — coloană cu cărbune; *5* — conductă pentru inversarea sensului de curgere Ø 8''; *6*—conductă principală de influent Ø 24''; *7*—bypass; *8* — influent Ø 10''; *9* — injectori de apă pentru evacuarea cărbunelui; *10* — conductă de distribuție a influentului; *11*— conductă principală de influent; *12* — dren Ø 8''; *13* — cameră de umplere cu cărbune; *14* — ventil cu sertar Ø 6''.

Scanned with OKEN Scanner

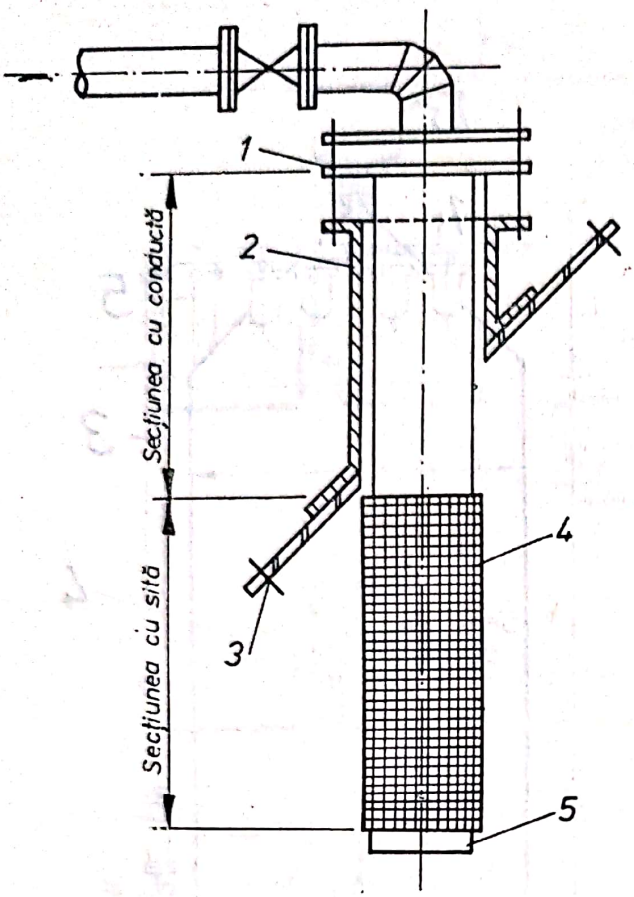



Fig. 6.29. **Drenuri de vîrf și de fund:**
*1* — flanșă; *2* — conductă sudată la coloană; *3* — peretele coloanei de adsorbție; *4* — sită demontabilă; *5* — capac de fund cu mîner.

sub presiune. Debitul acestei instalații terțiare de tratare a fost de 60 000 m³/zi. Instalația de tratare prin adsorbție pe cărbune activ a fost compusă din 17 coloane, cu diametre de 4,00 m și înălțime 8,00 m; 16 din aceste coloane au funcționat la un timp de contact de 30 min, iar a 17-a coloană a fost ca rezervă. În fiecare coloană s-au introdus cîte 76,50 m³ cărbune (0,55—2,4 mm); încărcarea hidraulică a fost de 230 l/min · m².

În figurile 6.29, 6.30 și 6.31 se prezintă detalii privind drenurile de vîrf și de fund, o secțiune prin drenul de vîrf și camera de umplere cu cărbune.

6.2.5.2. **Filtru cu strat fix cu curgere ascendentă, deschis.** Diametrul maxim al bazinelor de oțel, prefabricate, pentru a servi drept coloane de cărbune, este de aproximativ 4,00 m (pentru a permite transportul lor). În instalațiile mari de tratare a apelor uzate, limita de 4,00 m pentru diametru conduce la un număr excesiv de mare de unități (elemente) care să asigure tratarea debitului total. În aceste situații se preferă utilizarea bazinelor (coloanelor) mari din beton armat ce se pot construi pe loc.

În figura 6.32 este prezentată schița unei coloane de cărbune din beton armat, proiectată pentru un diametru de 10,00 m și o adîncime de 8,50 m. Această coloană asigură un timp de contact de 30 min, la o încărcare hidraulică de 260 l/min · m².

Costurile de fabricare a unor bazine cu funcționare sub presiune sînt destul de mari încît adesea se preferă folosirea unor bazine deschise.

**Pentru coloanele cu strat fix cu curgere ascendentă se introduc cel puțin două elemente noi față de coloanele cu strat mobil.**

*Primul element este înălțimea de siguranță*; de la suprafața cărbunelui pînă la partea superioară a peretelui lateral se asigură un spațiu liber pentru a permite cărbunelui o expansiune de maximum 10%, plus un coeficient de siguranță.

*Al doilea element este schimbarea modului de a introduce cărbunele*; se preferă adaosul prin mai multe puncte. Chiar cînd sînt prevăzute mai multe puncte de introducere a cărbunelui este necesar ca aceste coloane cu diametre mari să fie exploatate cu intensități mari de spălare — de jos în sus — după

Scanned with OKEN Scanner

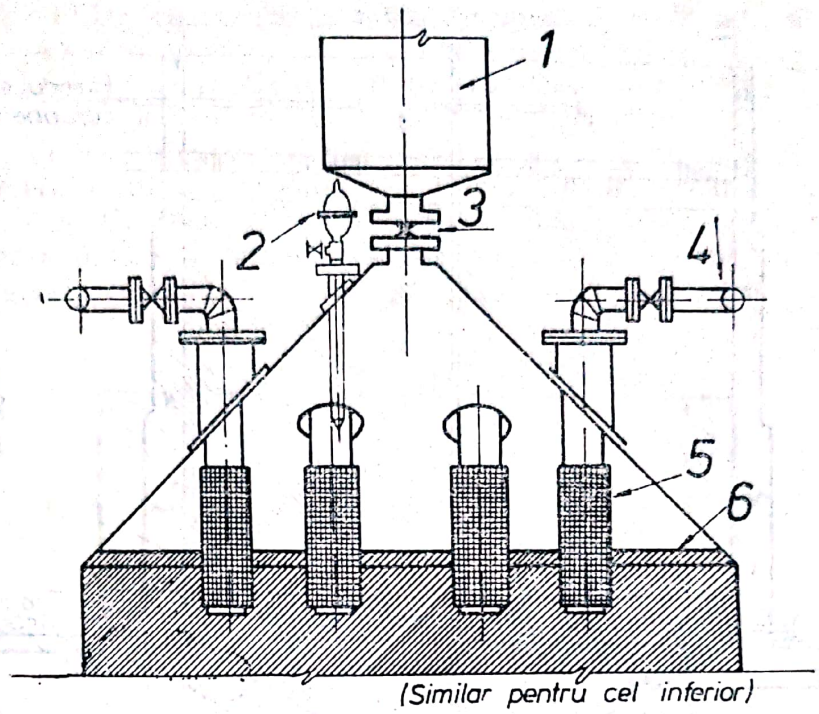



Fig. 6.30. **Secțiune prin drenuri de vîrf:**
*1* — camera de umplere cu cărbune; *2* — ventil combinat de înlăturare a suprapresiunii sau vidului; 3 — vană; *4* — conductă ramificată superioară (evacuare); *5* — site de drenare demontabile; *6* — nivelul cărbunelui.

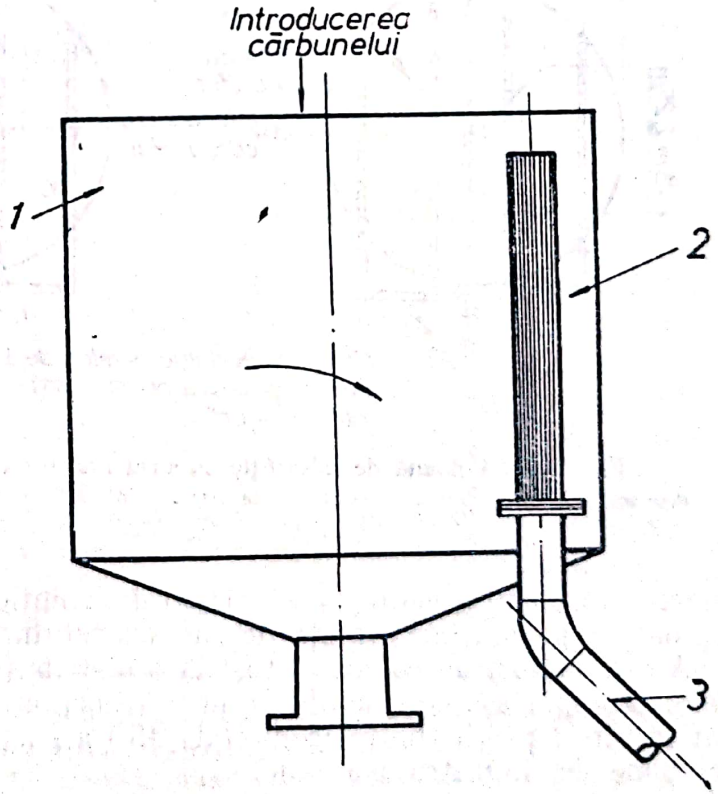



Fig. 6.31. **Cameră de umplere cu cărbune:**
*1* — căptușeală interioară cu rășină epoxilică ; *2* — sită; *3* — dren.

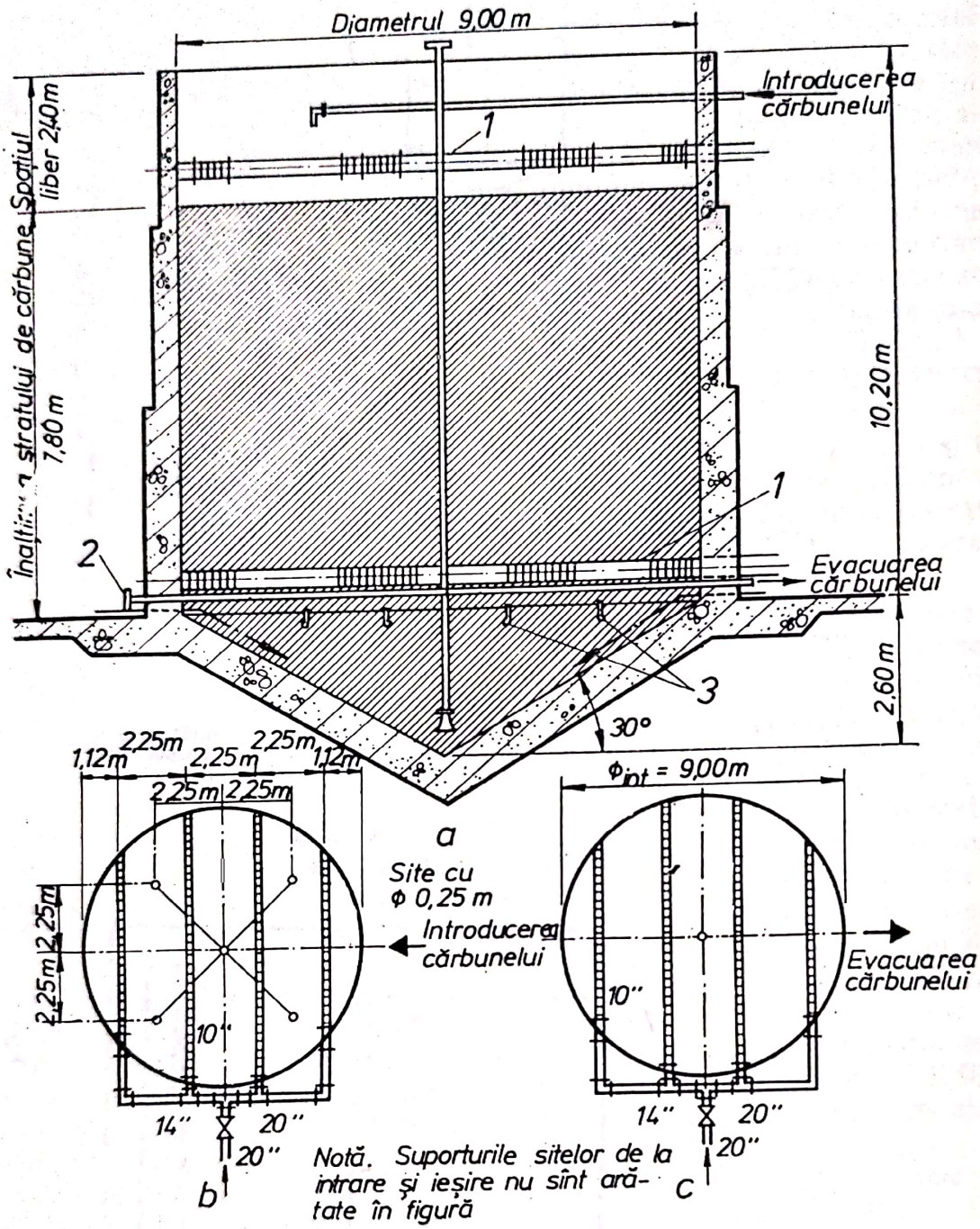



Fig. 6.32. **Coloană de adsorbție cu strat fix cu curgere de jos în sus:**
*a* — secțiune transversală; *b* — planul de sus; *c* — planul pe fund; *1* — site pentru efluent 4 × Ø 0,25 m; *2*— planul de curățire; *3* — jeturi de apă.

adăugarea cărbunelui pentru a asigura o distribuție cît mai bună a cărbunelui proaspăt pe toată suprafața de sus a stratului.

Aceste măsuri nu conduc totuși la o distribuție perfect uniformă a cărbunelui proaspăt așa cum se obține prin alimentarea printr-un punct central situat la vîrful părții conice (conicitate 45°) a părții superioare a unui strat de cărbune de diametru mai mic.

Scanned with OKEN Scanner

6.2.5.3. **Filtru cu curgere ascendentă cu strat expandat, deschis.** Tipul de coloană prezentat în figura 6.33 a fost propus pentru utilizare în cadrul unei instalații de tratare fizico-chimică cu capacitate de 52 000 m³/zi din Vallejo-California (debitul maxim 112 000 m³/zi).

Procesul de epurare constă dintr-o tratare cu var ($pH = 11$) a apei uzate menajere brute, recarbonatarea într-o singură treaptă, adsorbția pe cărbune activ și filtrarea printr-un strat cu două medii de filtrare.

În figura 6.33 este prezentată una din cele 6 coloane cu strat expandat, cu curgere ascendentă, deschis, proiectat pentru Vallejo.

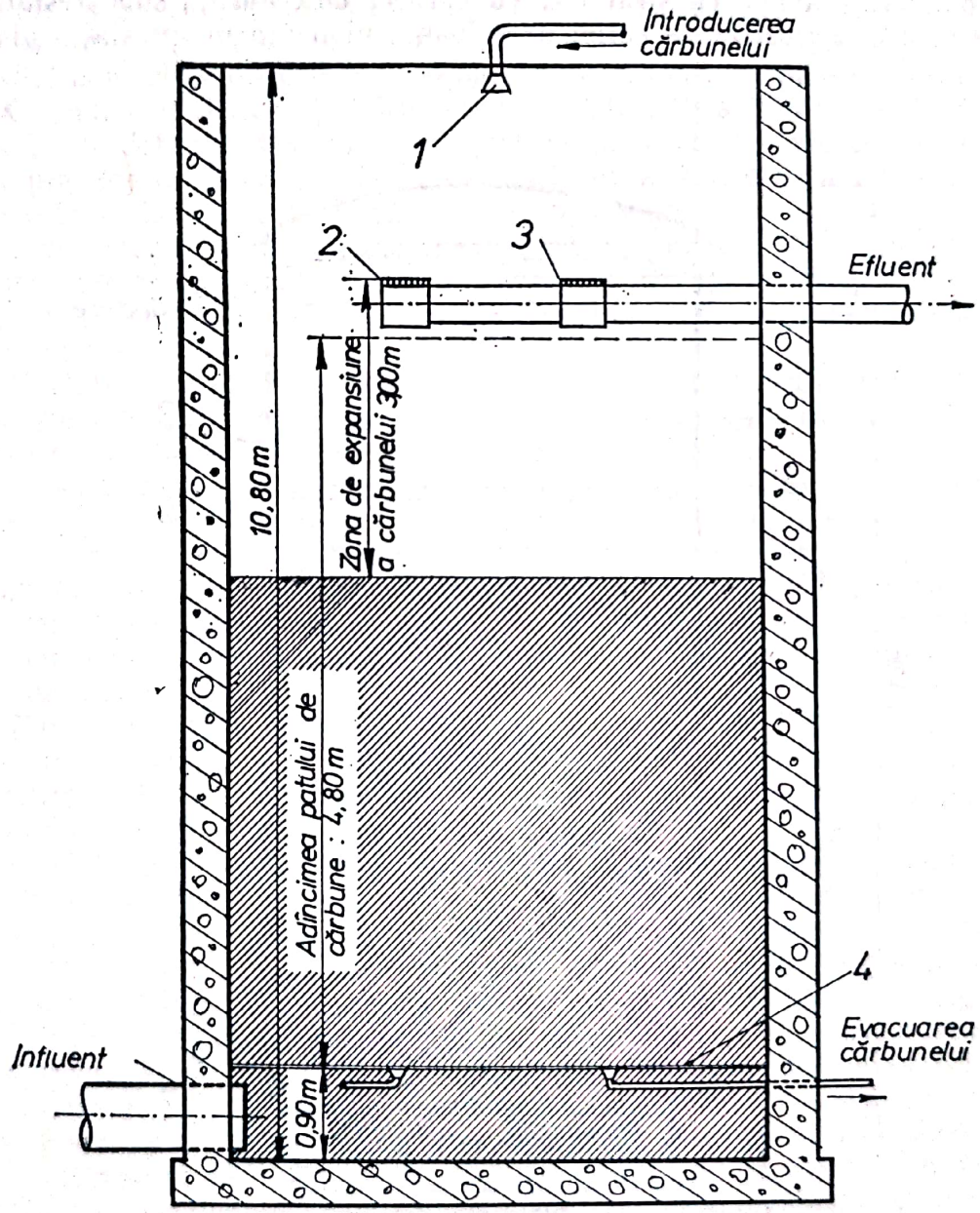



Fig. 6.33. **Coloană de adsorbție deschisă cu strat expandat cu curgere de jos în sus (proiect Vallejo — California);**

*1* — pătrat cu $l = 5{,}50$ m; *2* — jgheab pentru efluent; *3* — sită demontabilă; *4* — fund fals.

Scanned with OKEN Scanner

Încărcarea hidraulică proiectată: 185 l/min · m² cu un maximum de 400 l/min · m².

Fiecare coloană este prevăzută cu dispozitive pentru spălare cu aer și spălare hidraulică cu un debit specific de 600 l/min · m². Cărbunele va avea granulația de 0,37—1,4 mm, înălțimea stratului de cărbune 5,00 m, iar timpul de contact va fi în medie de 26 min și minimum 12 min. În timpul exploatării normale, stratul de cărbune va fi expandat cu 10%, iar în timpul spălărilor cu 50%.

Pierderile de presiune anticipate: 1,30—1,60 m $H_2O$.

Coloanele vor fi prevăzute cu un fund fals cu duze pentru scurgere.

6.2.5.4. **Coloană cu strat fix, cu curgere descendentă sub presiune.** În figura 6.34 este ilustrată o astfel de coloană, utilizată în instalația pilot de

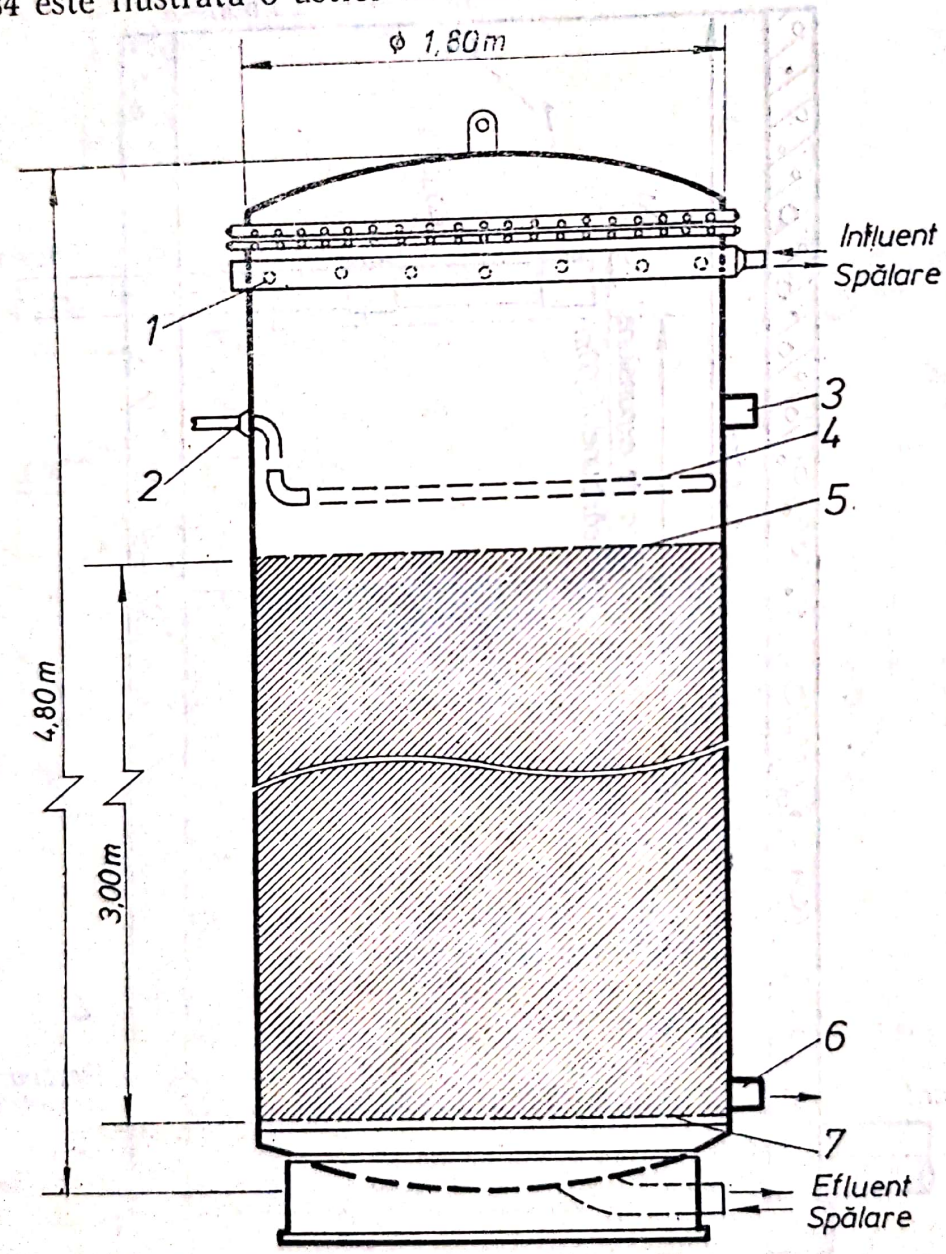



**Fig. 6.34. Coloană de adsorbție sub presiune cu curgere de sus în jos (Pomona, California):**

*1* — 20 găuri Ø 1"; *2* — apă de spălare; *3* — încărcarea cărbunelui; *4*—spălarea suprafeței; *5*—suprafața stratului de cărbune; *6* — evacuarea cărbunelui; *7* — sită de metal.

la Pomona — California. Coloana este înzestrată la partea superioară cu un dispozitiv pentru spălare de suprafață, iar la partea inferioară cu o placă de metal perforată, care servește la distribuirea uniformă a apei de spălare pe întreaga secțiune inferioară a stratului de cărbune.

Această placă perforată, sau orice alt sistem ce servește ca suport la partea inferioară, trebuie proiectat astfel încît să asigure distribuirea apei de spălare la debitul maxim anticipat și să reziste la forțele ascensionale la care este supus în timpul funcționării.

În instalația de la Pomona, debitul specific al apei de spălare a fost 500 l/min · m², suficient pentru a asigura o expandare de 50% a unui cărbune cu granulația 0,4—1,1 mm, dar suficient pentru expandarea unuia de 0,55—2,4 mm, chiar dacă debitul pompelor pentru apa de spălare a fost crescut la 800 l/min · m². Diferența excesivă de presiune de-a lungul plăcilor metalice le poate deforma sau disloca; o atenție deosebită trebuie acordată rezistenței plăcilor de susținere de la partea inferioară pentru a asigura debite maxime în ambele direcții, fără deplasarea plăcilor.

Îndepărtarea celei mai mari părți a cărbunelui din strat este facilitată prin menținerea stratului de cărbune suspendat în apă în timpul operațiilor de golire. Îndepărtarea ultimei porțiuni de cărbune și a cărbunelui depus prin colțuri este mai dificilă.

O clătire suplimentară (ascendentă), sau stropire prin duze amplasate pe marginea coloanei chiar deasupra sistemului de golire va ajuta la îndepărtarea acestei ultime cantități de cărbune din coloană.

În instalațiile de la Colorado Springs (fig. 6.35) și la Rockey River — S.U.A. (fig. 6.36) sînt utilizate suporturi plane pentru cărbune, iar în acestea sînt încastrate pîlnii pentru evacuarea cărbunelui. Coloana de la Colorado Springs funcționează cu suport perforat din oțel inoxidabil în care sînt introduse duze pentru spălare și distribuție. La Rockey River, coloana funcționează cu o placă poroasă de argilă acoperită cu un strat de pietriș sortat, înalt de cîțiva centimetri.

Fundurile plate folosite în mod curent la straturile cu curgere descendentă au fost utilizate cu succes mulți ani în instalațiile de tratare a apei prin filtrare. Ele pot asigura distribuția adecvată a apei de spălare și rareori apar deficiențe în funcționare-exploatare.

6.2.5.5. **Filtre cu strat fix, cu curgere descendentă gravitațională.** Aceste filtre pot fi proiectate în mod similar cu filtrele rapide, de beton, cu nisip.

Pentru aceste filtre se cere o adîncime adecvată pentru a asigura o expansiune a stratului de cărbune în timpul spălărilor de $\approx 50\%$ și asigurarea unei modalități de îndepărtare a cărbunelui epuizat pentru a fi regenerat.

Cărbunele poate fi îndepărtat din coloană printr-un jgheab montat la partea superioară a sistemului de drenaj sau prin instalarea unor pîlnii, similar instalației de la Colorado Springs (S.U.A.). Un strat granular este un mijloc foarte bun pentru distribuirea debitului și nu este supus formării de canale; numai o proiectare incorectă sau spălări neregulate ale stratului de cărbune care conduc la acumulări de materii solide străine pot conduce la o proastă distribuție a debitului.

Spălarea de suprafață sau spălarea cu aer este esențială în buna funcționare a coloanelor.

Scanned with OKEN Scanner

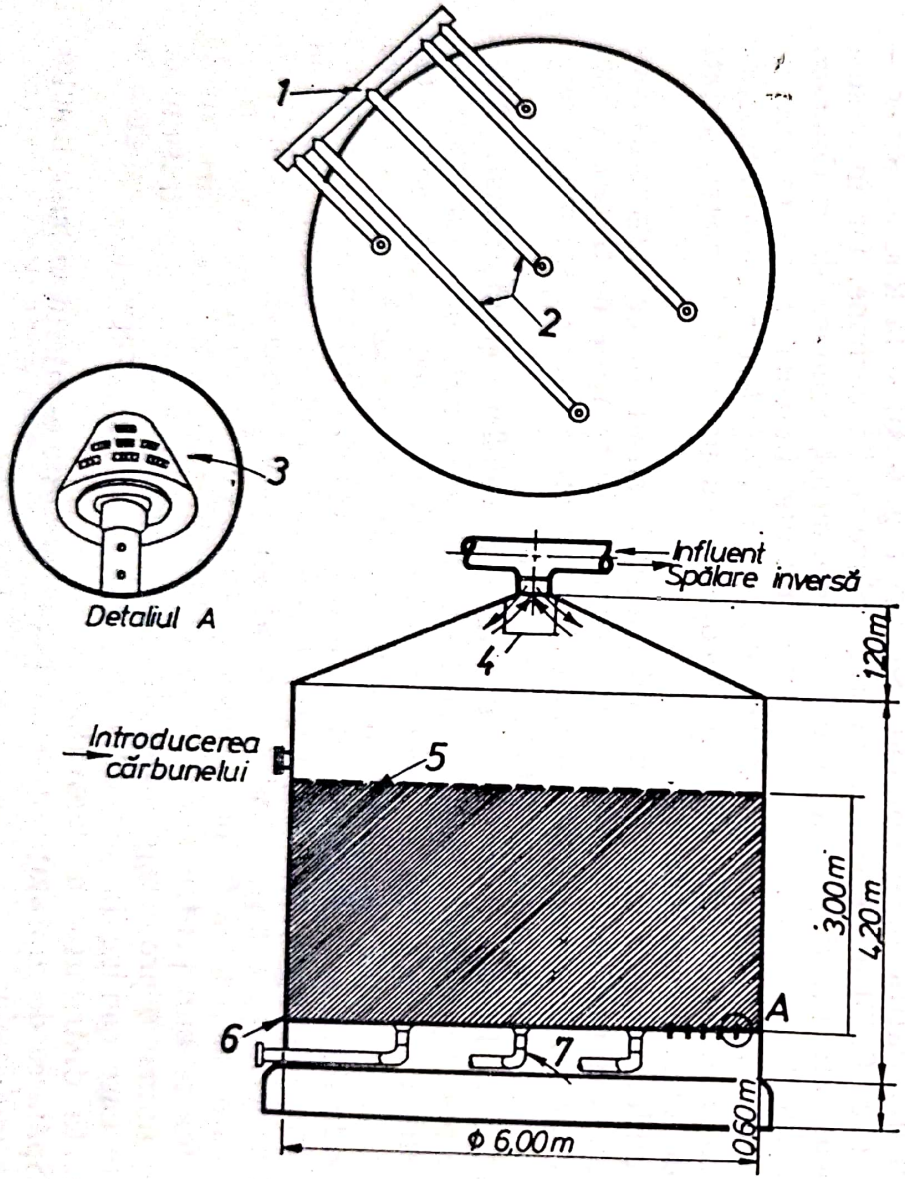



Fig. 6.35. Coloană de adsorbție sub presiune cu curgere în jos:
*1* — conductă principală de distribuție; *2* — conducte de evacuare a cărbunelui; *3* — duză de drenare; *4* — placa de difuzare; *5* — suprafața stratului de cărbune; *6* — placă de oțel inoxidabil; *7* — goluri pentru cărbune.

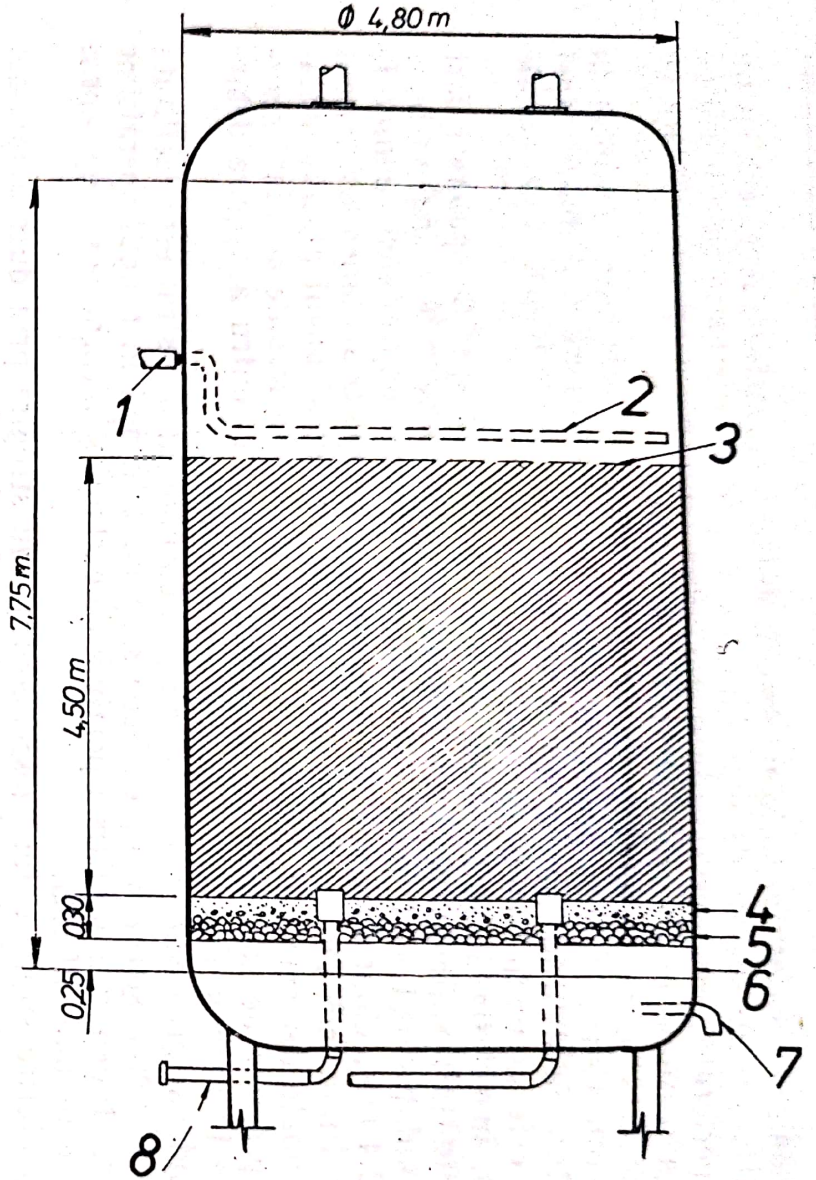



Fig. 6.36. Coloană de adsorbție sub presiune cu curgere în jos:
*1* — apă de spălare; *2* — spălare de suprafață; *3* — suprafața stratului de cărbune; *4* — nisip; *5* — pietriș; *6* — placa filtrantă; *7* — ieșirea apei; *8* — introducerea și evacuarea cărbunelui.

Scanned with OKEN Scanner

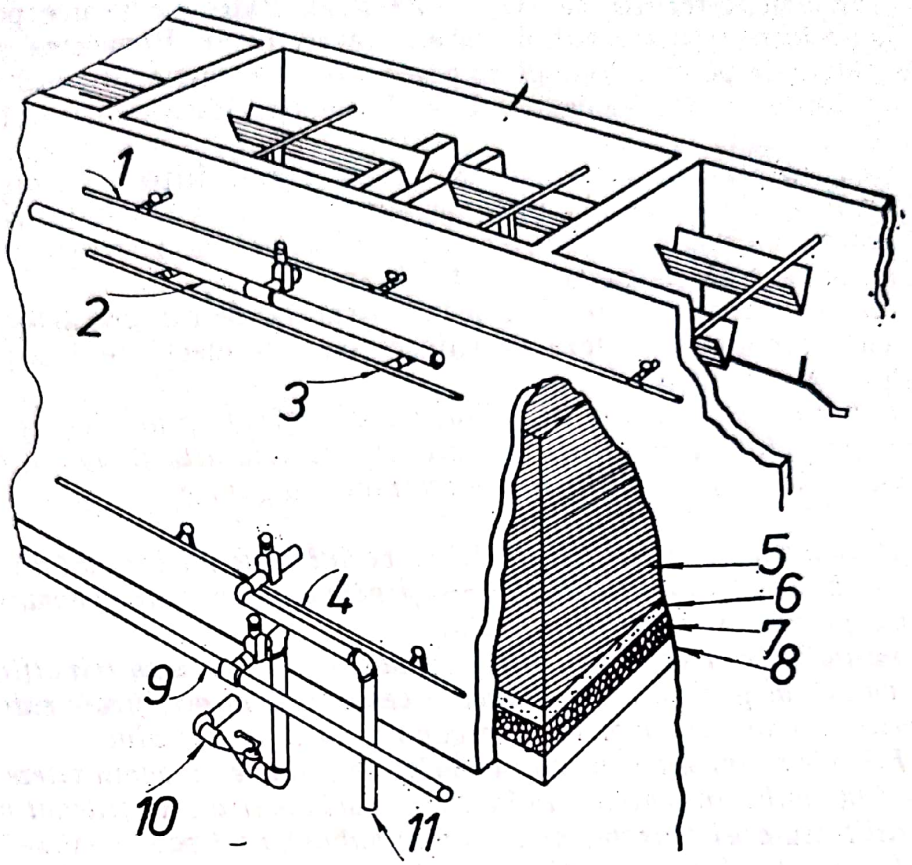



Fig. 6.37. **Coloană gravitațională cu curgere în jos:**
*1* — spălare la suprafață; *2* — influent; *3* — cărbune proaspăt; *4* — cărbune epuizat; *5* — cărbune; *6* — nisip; *7* — pietriș; *8* — placă filtrantă; *9* — spălare inversă; *10* — efluent; *11* — dren.

Coloanele gravitaționale descendente pot fi proiectate folosind tehnologia filtrelor de nisip cu dotările suplimentare pentru adaosul și scoaterea cărbunelui (fig. 6.37).

### 6.2.6. UTILIZAREA FILTRELOR CU CĂRBUNE ACTIV PENTRU TRATAREA BIOLOGICĂ

Folosirea cărbunelui activ la tratarea apei potabile s-a făcut pînă în prezent pentru eliminarea gustului și mirosului, avînd în vedere reținerea prin adsorbție a micropoluanților. Experiența a arătat însă că și activitatea biologică este un factor important al eficienței filtrelor cu cărbune activ, care pot fi utilizate în locul altor procese biologice — ca cele desfășurate în cazul filtrelor lente. Studiile efectuate la Breme [126] au arătat că prin utilizarea unor filtre de cărbune activ cu o înălțime de 5,00—6,00 m și cu viteze de filtrare de 10,00—14,00 m/h, se obțin eficiențe ridicate în reducerea substanțelor organice și a încărcării bacteriene. Astfel, valorile medii cu privire la numărul de germeni a scăzut sub 6,7 la ml și de coli la mai puțin de 1 la 100 ml.

Fazele procesului de tratare cuprind două etape: prima, în care sînt adsorbite moleculele substanțelor organice și concentrate la suprafața cărbunelui — sînt oxidate de către microorganisme în etapa a doua.

Scanned with OKEN Scanner

Ca randament rezultă că 100—1 400 g de materii organice pot fi oxidate biologic într-un metru cub de cărbune activ pe zi. Reducerea materiilor organice dizolvate pe cale biologică, poate avea loc numai în cazul că majoritatea substanțelor sînt biodegradabile. Eficiențe ridicate s-au obținut prin pretratare cu ozon.

Filtrele cu cărbune activ pot înlocui cu succes filtrele cu nisip, rezultînd eficiențe și mai bune; în plus, se menționează și avantajul reținerii și a altor poluanți chimici toxici, contribuind astfel la mărirea gradului de siguranță în vederea asigurării calității apei.

În ceea ce privește **influența grosimii stratului de cărbune activ granulat, corelată cu încărcarea și viteza de filtrare** studiile efectuate [126] au ajuns la următoarele concluzii:

1) *Din punctul de vedere al calității apei obținute pentru viteze de filtrare egale este mai indicat a se folosi înălțimi mari ale stratului (2,00 m), decît înălțimi reduse, atît pentru eliminarea substanțelor organice, cît și a gusturilor neplăcute.*

2) *Pentru încărcări reduse, un filtru de înălțime mică (1,00 m) poate asigura o mai bună eliminare a materiilor organice decît un filtru de mare înălțime — însă nu permite eliminarea gustului.*

3) *La încărcări mari de lucru este evident că un filtru cu o înălțime mare a stratului va da categoric o apă superioară celui cu strat de filtrare redus, atît în ceea ce privește reducerea materiilor organice, cît și a gustului.*

4) *Filtrele cu înălțime mică a stratului de cărbune nu admit viteze mai mari de 6,00—7,00 m/h, în schimb, la înălțimi mari ale stratului filtrant nu se deteriorează calitatea apei filtrate, nici dacă se dublează viteza.*

5) *Este preferabil să se utilizeze filtre cu înălțimi mai mari ale stratului (1,60—1,80 m), atît pentru a se putea funcționa cu viteze mai mari, precum și pentru a se adsorbi gusturile indezirabile în cazul poluărilor accidentale.*

6) *Pentru același debit de filtrare, dublarea vitezei corespunde cu reducerea la jumătate a suprafeței de filtrare necesară.*

7) *Pentru viteze de funcționare identice la un filtru de 2,00 m se regenerează 50 kg cărbune la 8 luni, iar la un filtru de 1,00 m se regenerează 130 kg cărbune la 8 luni.*

8) *La încărcări mari — se regenerează 60 kg cărbune la filtrul de 2,00 m grosime și 130 kg cărbune la filtrul de 1,00 m.*

9) *La încărcări reduse, cantitatea de cărbune regenerată este aceeași atît la filtrul de 2,00 m, cît și la cel de 1,00 m grosime a stratului.*

Alegerea soluției optime privind înălțimea stratului și viteza de filtrare nu se poate face decît pe baza studiilor tehnico-economice de ansamblu, în care trebuie avute în vedere în egală măsură și cheltuielile de exploatare, în special de regenerare, precum și constanța calității apei ce trebuie furnizată după tratare.

## 6.3. FILTRAREA PRIN MEMBRANE

### 6.3.1. PROCESE DE SEPARARE PRIN MEMBRANE

Filtrarea prin membrane joacă un rol tot mai important în tratarea apelor. Electrodializa și osmoza inversă sînt folosite în prezent pe scară largă pentru

Scanned with OKEN Scanner

desalinizarea apei. Ultrafiltrarea este folosită în cadrul multor procese de tratare a apelor şi de epurare a apelor uzate. Se desfăşoară o intensă activitate de cercetare în ultimii 10 ani pentru realizarea membranelor artificiale şi pentru folosirea lor în staţiile mari, industriale şi orăşeneşti.

O *„membrană"* poate fi definită ca o fază care acţionează ca o barieră la trecerea speciilor moleculare şi ionice dintre alte faze pe care aceasta le separă. Faza de membrană este de obicei eterogenă. Ea este fie o substanţă solidă uscată, fie un gel umflat cu solvent sau un lichid care este imobilizat; pentru a fi utilă ca dispozitiv de separare, membrana trebuie să transporte unele molecule mai repede decît altele.

Astfel, trebuie să aibă o permeabilitate mare pentru unele forme şi una scăzută pentru alte forme, adică, trebuie să aibă o bună permeabilitate selectivă. Mecanismele de transport ale unei bariere sînt de la difuzia moleculară în solidele cu aspect de lichid la curgerea vîscoasă, sinuoasă prin solidele microporoase.

Termodinamica ireversibilă asigură instrumentul matematic cel mai general pentru descrierea penetraţiei prin membrană.

Scăderea entropiei constituie forţa motrice pentru transportul prin membrană.

În termeni generali, **fluxul (debitul pe unitatea de suprafaţă a membranei) componentei *i* prin membrană poate fi scris:**

$$F_i^0 = L_{ii}^0 \Phi(\Delta G_i) + \sum_j L_{ij}^0 \Phi(\Delta G_j). \qquad (6.10)$$

*Primul termen* al ecuaţiei (6.10) reprezintă curgerea primară a componentei *i* prin membrană în funcţie de forţa motrice, $\Phi(\Delta G_i)$, care depinde de diferenţa de energie liberă de-a curmezişul membranei şi coeficientul fluxului fenomenologic, $L_{ii}$, care include, printre altele, coeficientul de difuzie pentru formele *i*.

*Al doilea termen* reprezintă curgerea cuplată a componentei *i* legată de funcţiile forţei motrice a energiei libere a altor componente şi de coeficienţii fluxului fenomenologic.

Identificarea curgerilor cuplate constituie avantajul cel mai mare al soluţiei oferite de termodinamica ireversibilă. De exemplu, penetraţia apei printr-o membrană pentru osmoza inversă determină formarea unei sarcini electrice (potenţial de scurgere), iar fluxul curentului electric în electrodializă determină curgerea apei (electroosmoză). În majoritatea cazurilor, curgerile cuplate sînt mici, iar descrierile matematice ale principalelor procese care au loc prim membrană — implicînd lichidele — pot fi reprezentate în funcţie de o singură forţă motrice principală (tabelul 6.1).

**Cele trei procese importante care au loc prin membrană pentru tratarea apei şi apelor uzate sînt:** ● *electrodializa*; ● *osmoza inversă*; ● *ultrafiltrarea*.

*Electrodializa* este un proces folosit pentru desalinizarea apelor salmastre (sărăturate).

*Osmoza inversă* este de asemenea, folosită pentru desalinizarea apelor sărăturate avînd un avantaj în plus, în sensul că înlătură şi mulţi compuşi organici, în afară de formele ionice (fig. 6.38).

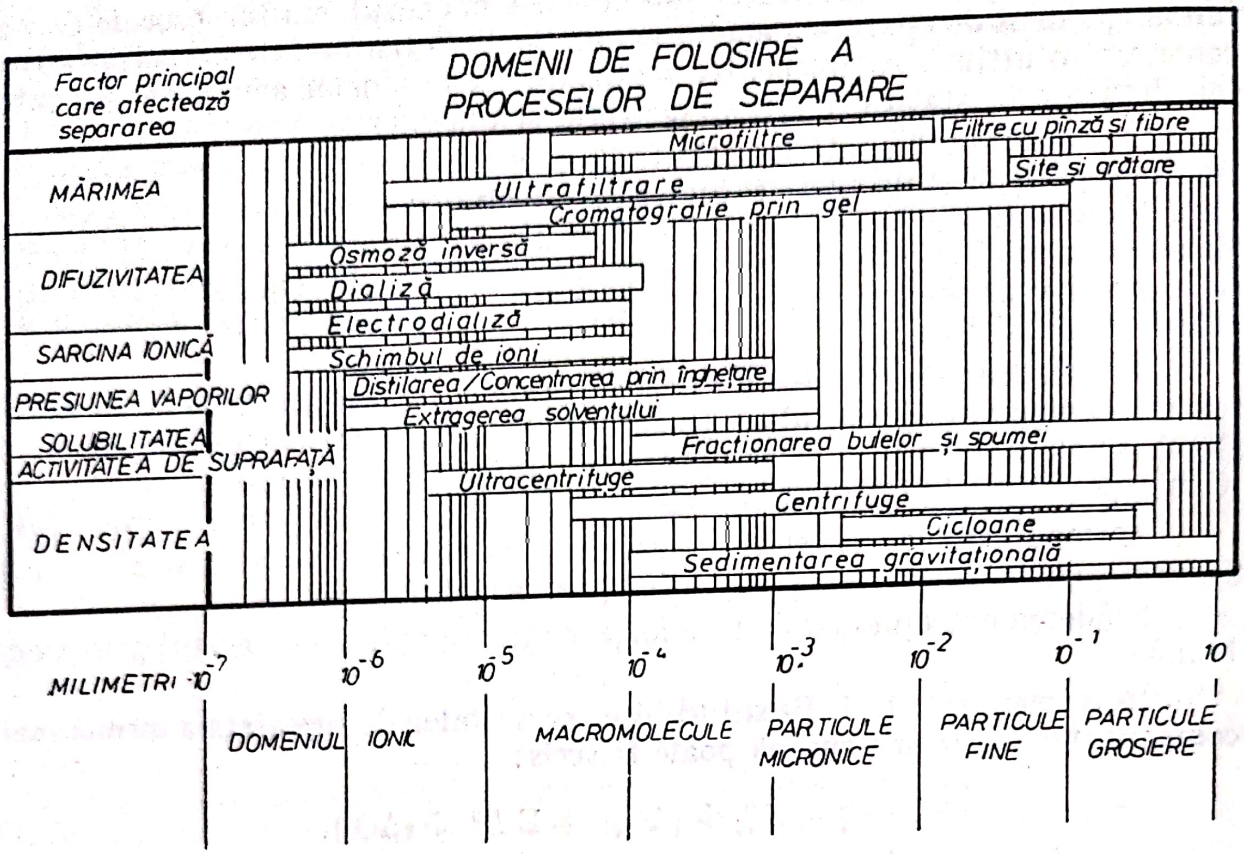



Fig. 6.38. **Domeniile de folosire a proceselor de separare.**

*Tabelul 6.1*

**Procese de separare prin membrană și principalele forțe motrice**

| Proces | Funcția membranei | Principala forță motrică |
|---|---|---|
| Osmoza inversă | Transportul selectiv al apei | Presiunea |
| Ultrafiltrarea | Selecționează pe baza dimensiunii moleculelor, a formei și flexibilității | Presiunea |
| Electrodializa | Transportul selectiv de ioni | Gradientul de potențial electric |
| Dializa | Transportul selectiv de substanțe dizolvate | Concentrația |
| Cromatografia prin penetrație de gel | Întîrzie pătrunderea substanțelor dizolvate cu greutate moleculară mată | Concentrația |
| Penetrația lichidului | Transportul selectiv de l ichide | Concentrația |

Scanned with OKEN Scanner

Prin *ultrafiltrare* nu se înlătură sărurile cu greutate moleculară scăzută, dar se folosește pentru separarea macromoleculelor din apă.

În acest capitol se tratează problemele principiilor de alcătuire și funcționare pentru cele două procese importante, care au loc prin membrană pentru tratarea apelor și a epurării apelor uzate și se prezintă unele din aplicațiile lor mai importante, osmoza inversă și ultrafiltrarea.

### 6.3.2. OSMOZA INVERSĂ

6.3.2.1. **Principiul osmozei inverse.** Fenomenul osmozei este cunoscut de peste 200 ani. Primele rezultate asupra difuzării prin membrane animale au fost publicate de Abbe Nollet în anul 1748, dar au trecut peste 100 ani pînă cînd, în anul 1867, Traube a putut realiza cu succes experiențele sale cu membrane artificiale.

Osmoza se definește ca fiind trecerea spontană a unui lichid dintr-o soluție diluată în alta mai concentrată printr-o membrană semipermeabilă, care permite trecerea solvenților — nu însă și a substanțelor dizolvate. În cazul soluțiilor apoase, apa va trece dintr-o parte a membranei în cealaltă parte, pînă cînd se constituie o diferență de presiune care impiedică trecerea în continuare a apei. În felul acesta se formează un anumit echilibru. Presiunea atinsă este egală cu presiunea osmotică a soluției, corespunzătoare unei anumite concentrații a substanței dizolvate (fig. 6.39).

Dacă la soluții de săruri asupra părții cu soluție mai concentrată se aplică o presiune $p$, mai mare decît presiunea osmotică, atunci apa curge în sens invers: în felul acesta s-a realizat osmoza inversă.

Cu ajutorul osmozei inverse se poate extrage, în mod mecanic, apa curată dintr-o soluție apoasă de sare.

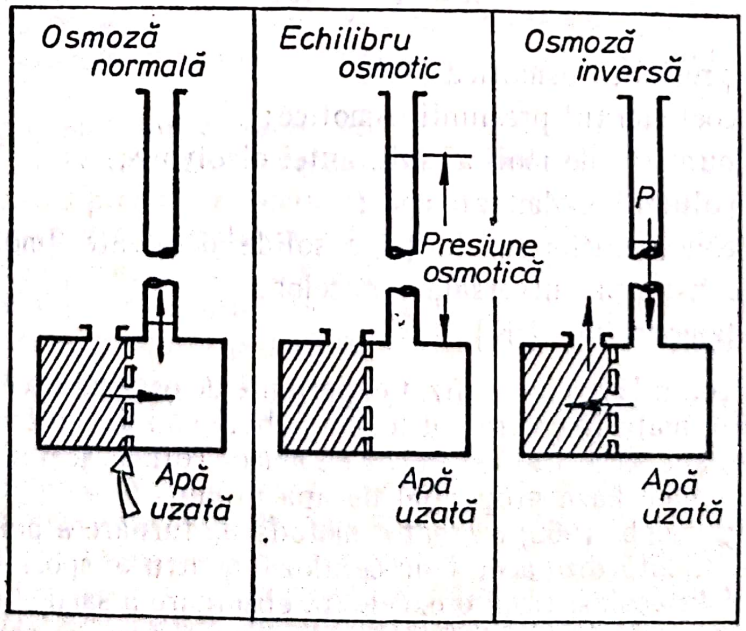



**Fig. 6.39. Reprezentarea schematică a presiunii osmotice și a osmozei inverse.**

La o anumită presiune, presiunea osmotică, se atinge echilibrul, iar cantitatea de solvent care trece în fiecare direcție este egală.

Presiunea osmotică este o proprietate a soluției cu condiția ca membrana să fie într-adevăr semipermeabilă. Prin urmare, presiunea osmotică trebuie considerată ca o măsură a diferenței reale între natura soluției și a solventului pur.

Dacă presiunea crește peste presiunea osmotică pe partea cu soluție a membranei, curgerea se inversează, solventul pur va trece din soluție în solvent.

Acest fenomen stă la baza tratării apelor și epurării apelor uzate.

Energia utilă pe unitatea de volum necesară pentru acest proces al osmozei inverse este sub formă de presiune în exces față de presiunea osmotică de echilibru.

Osmoza inversă este asemănătoare cu filtrarea, ambele presupunînd înlăturarea unui lichid dintr-un amestec, prin trecerea acestuia printr-un dispozitiv care reține celelalte componente. Procesul a mai fost numit și *hiperfiltrare*.

**Există totuși cel puțin 3 diferențe importante:**

1) *Presiunea osmotică, care este foarte mică la filtrarea obișnuită, joacă un rol extrem de important în osmoza inversă.*

2) *Turtele de filtrare cu umiditate redusă sînt de nerealizat la osmoza inversă, deoarece, presiunea osmotică a soluției crește cînd se elimină solventul.*

3) *Filtrele separă amestecurile, în primul rînd pe baza mărimii, în timp ce semipermeabilitatea membranelor de desalinizare prin osmoză inversă depinde și de alți factori.*

**Presiunea osmotică a unei soluții** crește odată cu sporirea conținutului de substanțe dizolvate. Ea poate fi calculată cu ecuația lui Vant'Hoff. De fapt, este aceeași relație ca aceea a gazelor perfecte:

$$\pi = \Phi \frac{\bar{n}}{v} RT; \tag{6.11}$$

$\pi$ = presiunea osmotică [at];
$\Phi$ = coeficientul presiunii osmotice;
$n$ = numărul de moli ai substanței dizolvate;
$v$ = volumul molar al apei;
$n/v$ = concentrația substanțelor solide dizolvate [mol/kg·apă];
$R$ = constanta universală a gazelor;
$T$ = temperatura [°K].

Reid și Breton [110] au realizat experiențe de osmoză inversă care au arătat că mai multe materiale care pot forma pelicule au dovedit semipermeabilitate la săruri în apa sărăturată și în cea de mare. Totuși, acetatul de celuloză a fost singurul ales pe baza proporției de apă produsă.

Mai tîrziu, Loeb (1962) a creat o metodă de turnare a peliculei pentru o membrană modificată din acetat de celuloză pentru a spori mult fluxul de apă, menținînd în același timp o excelentă eliminare a sării.

În prezent, majoritatea sistemelor de osmoză inversă conțin membrane produse prin procedeul lui Loeb. Merten [86] a făcut o descriere amănunțită a principiilor și practicii desalinizării prin osmoză inversă.

Scanned with OKEN Scanner

În tabelul 6.2 sînt menţionaţi coeficienţii de presiune osmotică ai mai multor electroliţi determinaţi de Robinson şi Stokes [112]. Coeficientul variază cu concentraţia. Pentru majoritatea electroliţilor este mai mic de 1 şi de obicei, scade cînd creşte concentraţia. Astfel, ecuaţia (6.10) este de obicei generală, întrucît prevede presiuni osmotice mai mari decît cele observate. Tabelul 6.2 prezintă presiuni osmotice ale unor soluţii tipice.

*Tabelul 6.2.* **Presiunile osmotice caracteristice la temperatura de 25°C**

| Compusul | Concentraţia | | Presiunea osmotică [kgf/cm²] |
|---|---|---|---|
| | [mg/l] | [moli/l] | |
| NaCl | 35,0 | 0,6000 | 279,0 |
| NaCl | 1,0 | 0,0170 | 8,0 |
| $NaHCO_3$ | 1,0 | 0,0120 | 8,9 |
| $Na_2SO_4$ | 1,0 | 0,0071 | 4,2 |
| $MgSO_4$ | 1,0 | 0,0088 | 2,5 |
| $MgCl_2$ | 1,0 | 0,0110 | 6,8 |
| $CaCl_2$ | 1,0 | 0,0090 | 5,7 |
| Zaharoză | 1,0 | 0,0030 | 0,7 |
| Dextroză | 1,0 | 0,0060 | 1,4 |

Sînt disponibile mai multe metode de măsurare a presiunii osmotice. Ea poate fi calculată din măsurarea scăderii de presiune a vaporilor sau la depresiunea punctului de îngheţare şi din măsurătorile directe. Ultima din aceste metode, măsoară presiunea necesară pentru oprirea curgerii solventului prin membrană.

S-au propus mai multe teorii pentru a se explica cauza osmozei. Teoria lui Vant 'Hoff, de bombardare a substanţelor dizolvate, se bazează pe analogia ecuaţiei sale pentru presiunea osmotică şi legea gazului ideal. El a descris presiunea osmotică ca derivînd din coliziunile moleculelor substanţelor dizolvate cu membrana semipermeabilă şi a presupus că moleculele solventului nu şi-au adus nici un fel de contribuţie. În acest model, presiunea osmotică a unei soluţii este aceeaşi presiune pe care ar exercita-o un gaz ideal dacă ar ocupa acelaşi volum de soluţie.

Presupunerea că moleculele solventului nu exercită nici un efect poate fi infirmată deoarece ele lovesc mereu membrana. O altă explicaţie a osmozei este oferită de includerea bombardării moleculelor de solvent. În această teorie, osmoza şi presiunea osmotică rezultă din bombardarea inegală a membranei semipermeabile cu moleculele de solvent. Moleculele substanţelor dizolvate determină bombardarea inegală, iar diferenţa faţă de presiunea solventului sporeşte cînd cresc cantităţile de substanţe dizolvate.

O altă teorie explică osmoza pe baza scăderii presiunii vaporilor care determină distilarea solventului prin membrană pînă cînd cele două presiuni

Scanned with OKEN Scanner

devin egale. Aplicarea la soluție a unei presiuni egale cu cea osmotică ar opri distilarea, iar o presiune mai mare ar modifica direcția. Nu a fost posibil să se facă distincție pe cale experimentală între aceste două teorii, dar este posibil ca fenomenele osmotice observate să fie manifestări ale ambelor efecte.

Deși mecanismul de curgere prin membrana semipermeabilă nu afectează echilibrul presiunii osmotice, este extrem de important pentru dezvoltarea membranelor în procesele de separare prin osmoză inversă, care sînt în principal procese de nonechilibru. Probabil fiecare funcție a membranei este valabilă cel puțin pentru unele sisteme.

Un alt concept este că membrana pentru osmoza inversă acționează ca o sită, ca în cazul ultrafiltrării. Astfel de membrane sînt selective numai din punctul de vedere al permeabilității dacă există o diferență mare între mărimea moleculară a substanței dizolvate și a solventului, iar mărimea porilor membranei este medie. Acesta este cazul multor soluții de polimeri. Totuși o membrană de desalinizare trebuie să funcționeze diferit, deoarece mărimile moleculare sînt mult mai apropiate.

Distilarea solventului prin membrană este un alt mecanism posibil.

6.3.2.2. **Materiale pentru membranele semipermeabile.** Numeroase materiale au fost cercetate pentru a li se determina capacitatea de folosire ca membrane în desalinizarea apei, precum și în procesele de separare și concentrare. Pînă în prezent au fost perfecționate, pînă la scară industrială, două materiale și anume: acetatul de celuloză și nylonul. Dar nylonul este foarte permeabil, în special pentru cloruri, care apar frecvent în apele naturale și în apele uzate, astfel că el este prea puțin adecvat pentru desalinizarea apei. În schimb, membrana de nylon, datorită rezistenței sale la putrezire, poate fi utilizată la diferite operații speciale de epurare, de exemplu, la tratarea apelor uzate ale industriei hîrtiei, și la concentrarea la rece a sucurilor de fructe.

Membrana cea mai frecvent folosită în prezent este o membrană modificată de acetat de celuloză. Tehnologia de fabricație a unor astfel de membrane, dezvoltată de Loeb și Sourirajan constă în turnarea unei membrane fără defecte, cu structură asimetrică, în care este combinată o peliculă foarte subțire și compactă cu o masă poroasă. Întrucît în stare turnată membrana mai prezintă o permeabilitate ridicată pentru sarea de bucătărie (NaCl), capacitatea ei de reținere se îmbunătățește prin călire în apă la temperatura de 60—90°C.

**Pentru lămurirea mecanismului permeabilității membranelor din peliculă de acetat de celuloză, există după cum s-a arătat, trei teorii principale:** ● *teoria membrană-soluție*; ● *teoria presiunii vaporilor*; ● *teoria filtrării moleculelor* sau *teoria porilor*.

Membranele de desalinizare din acetat de celuloză funcționează datorită unui mecanism de difuzie a soluției (Lonsdale și alții, 1965). Curgerea apei și sării prin aceste membrane este descrisă de ecuații de difuzie simple, independente, omogene. Următoarele formulări teoretice în domeniul membranelor pentru osmoza inversă se bazează pe acest model.

6.3.2.3. **Difuzia apei și a substanțelor dizolvate.** Dacă nu acționează forțele exterioare asupra unei componente a soluției și nu se produce nici o cuplare a curgerilor (adică, toate $L_{ij}^{0} = 0$), ecuația (6.10) se simplifică la o ecuație de

difuzie implicînd termeni privind forța motrice a presiunii și concentrației. Merten (1966) a arătat că termenul de gradient de presiune este semnificativ pentru curgerea solventului, iar termenul de gradient de concentrație determină în primul rînd curgerea substanțelor dizolvate.

Conform modelului de difuzie omogenă a soluției, **viteza de pătrundere a solventului $F_w^0$ (în acest caz — apa) printr-o membrană semipermeabilă cu grosimea $\delta_m$**, este:

$$F_w^0 = \frac{D_{l,w}^0 C_w V_m}{RT\delta_m} (\Delta P - \Delta\pi^\circ), \qquad (6.12)$$

dacă coeficientul real de difuzie a apei în membrana $D_{l,w}$, concentrația apei $C_w$ și volumul molar al apei $V_m$ sînt independente de presiune.

Astfel, debitul de apă pe unitatea de suprafață a membranei este direct proporțional cu presiunea motrice $\Delta P$ de-a curmezișul membranei minus $\Delta\pi^\circ$ (diferența de presiune osmotică).

Coeficientul $(D_{l,w}^0 C_w V_m)/RT\delta_m$ arată că fluxul de apă este invers proporțional cu grosimea membranei. Acești termeni sînt de obicei exprimați printr-un coeficient de penetrație a apei, $W_p$, iar ecuația (6.12) se reduce la:

$$F_w^0 = W_p (\Delta P - \Delta\pi^\circ). \qquad (6.13)$$

Dacă fluxul substanțelor dizolvate prin membrană urmează modelul de difuzie a soluției, forța motrice se datorește aproape în întregime gradientului de concentrație de pe membrană:

$$F_i^0 = D_{l,i}^0 \frac{dC_{im}}{dx} = D_{l,i}^0 \frac{\Delta C_{im}}{\delta m}, \qquad (6.14)$$

în care $C_{im}$ este concentrația formelor $i$ în cadrul membranei și $\Delta C_{im}$ este observată pe toată grosimea $m$ a membranei. Ecuația (6.13) poate fi formulată în funcție de concentrațiile soluțiilor $C_i$ de pe ambele laturi ale membranei înglobînd coeficientul de distribuție $K_d$, care este de obicei constant pentru membranele din acetat de celuloză (Lonsdale ș.a, 1965):

$$F_i^0 = D_{l,i}^0 K_d \frac{\Delta C_i}{m} = K_p \Delta C_i; \qquad (6.15)$$

$K_p$ = coeficientul de permeabilitate pentru speciile $i$.

În concluzie, pentru **traversarea apei pure, respectiv a sărurilor dizolvate printr-o membrană de acetat de celuloză** sînt valabile următoarele ecuații:

$$F_w = W_p (\Delta_P - \Delta\pi); \quad F_i = K_p (C_1 - C_2); \quad (6.13) \text{ și } (6.15)$$

$F_w$ = viteza de curgere a apei [g/cm²·s];
$W_p$ = coeficientul de permeabilitate pentru apă [g/cm²·s · at];
$\Delta_P$ = diferența de presiune motrice perpendiculară pe membrană;
$\Delta\pi$ = diferența de presiune osmotică perpendiculară pe membrană [at];
$F_i$ = viteza de curgere a sărurilor [g/cm²·s];

$K_p$ = coeficientul de permeabilitate pentru săruri [cm/s];
$C_1 - C_2$ = gradientul de concentrație perpendicular pe membrană [g/cm²].

Coeficientul de penetrație pentru apă $W_p$ și coeficientul de permeabilitate a substanțelor dizolvate și respectiv $K_p$ sînt caracteristici ale unui anumit tip de membrană.

Din ambele ecuații rezultă că la o presiune osmotică constantă, viteza de curgere a apei crește odată cu presiunea hidrostatică; în schimb, permeabilitatea pentru săruri este funcție numai de gradientul de concentrație dintre apa brută și apa pură.

Comparînd ecuațiile (6.13) și (6.15) se vede că fluxul de apă depinde de diferența de presiune, iar fluxul de substanțe dizolvate depinde numai de concentrație. Astfel, cînd crește presiunea apei de alimentare crește debitul de apă care trece prin membrană, iar debitul substanțelor dizolvate este constant. Atît cantitatea, cît și calitatea (conținut scăzut de substanțe dizolvate) apei purificate sporesc odată cu creșterea presiunii motrice totale.

Aceste ecuații arată totodată calitatea apei produse, care scade cînd crește concentrația de substanțe dizolvate în apa de alimentare la o presiune constantă. Acest efect se datorește creșterii presiunii osmotice de alimentare. Pe măsură ce se extrage tot mai multă apă dintr-un material dat de alimentare, concentrația substanțelor dizolvate devine mai mare și fluxul de apă scade. Recuperarea apei sporește cantitatea de substanțe dizolvate prezente în apa produsă din cauza concentrațiilor mai mari la alimentare.

**Eliminarea substanțelor dizolvate în cadrul osmozei inverse** $R_i^0$ este definită ca raportul diferenței de concentrație pe membrană față de concentrația în masă pe partea cu soluție de sare:

$$R_i^0 = \frac{C_{ic} - C_{ip}}{C_{ic}}; \qquad (6.16)$$

$C_{ic}$ este concentrația formelor $i$ în debitul de alimentare concentrat și $C_{ip}$ concentrația lui $i$ în produsul de penetrație.

**Eliminarea este legată de raportul substanțelor dizolvate față de permeabilitatea apei** prin expresia:

$$\frac{1 - R_i^0}{R_i^0} = \frac{K_p C_{up}}{W_p (\Delta P - \Delta\pi^\circ)} \quad \text{sau} \quad R_i^0 = \left[1 + \frac{K_p C_{wp}}{W_p (\Delta P - \Delta\pi^\circ)}\right]^{-1}; \quad (6.17) \text{ și } (6.18)$$

$C_{wp}$ este concentrația apei în produsul de penetrație.

6.3.2.4. **Proprietățile membranelor din acetat de celuloză.** Membrana cea mai des folosită este pelicula modificată de acetat de celuloză, preparată după metoda Loeb-Sourirajan. Această membrană are o structură asimetrică care constă dintr-o peliculă subțire, densă pe un suport poros. O membrană tipică este groasă de aproximativ 100 $\mu$ cu peliculă de suprafață de aproximativ 0,2 $\mu$ care servește ca suprafață de evacuare. Restul peliculei este spongios și poros și conține $\approx$ 2/3 apă/greutate. În general membrana trebuie menținută umedă tot timpul.

În procedeul inițial Loeb-Sourirajan soluția de turnare a membranei constă din 15—25% din greutate acetat de celuloză dizolvat într-un sistem de solvent constînd din acetonă, apă și perclorat de magneziu la 0°C. Formamida înlocuiește uneori, în prezent, fracțiunile de solvent constînd din apă și perclorat de magneziu. Cînd se toarnă membrana, se formează o peliculă subțire pe latura expusă atmosferei. După această scurtă expunere, membrana este imersată într-un nonsolvent, de abicei apa, unde aceasta devine gel.

În cursul imersiunii porțiunea din membrană neexpusă aerului devine o masă poroasă cu celule deschise deoarece apa este absorbită și devine o fază separată. Membrana absoarbe 60—70% apă în greutate la saturație, majoritatea fiind reținută prin capilaritate, în pori.

În acest caz, membranele elimină o cantitate mică de clorură de sodiu deși ele sînt relativ impermeabile la substanțe organice cu greutate moleculară mare. Semipermeabilitatea este evident îmbunătățită prin regenerare (decălire) în apă la temperaturi cuprinse între 60 și 90°C.

În cursul acestui proces de regenerare, permeabilitatea la trecerea apei scade cu aproximativ un ordin de mărime, iar permeabilitatea la NaCl scade cu 2—3 ordine de mărime, astfel că eliminarea NaCl în condiții specifice de osmoză inversă crește de la aproximativ 25% la peste 95%. Toată membrana se contractă într-o oarecare măsură în cursul fazei de regenerare și are loc o densificare evidentă a peliculei urmată de reducerea permeabilității și sporirea selectivității.

**Permeabilitatea și selectivitatea peliculei subțiri pentru eliminarea sării pe membrana modificată din acetat de celuloză sînt controlate de mai mulți factori:**

1) *Conținutul de grupări acetil al acetatului de celuloză folosit pentru turnarea peliculei.*
2) *Aditivii la soluția de turnare, cum ar fi percloratul de magneziu, clorura de zinc.*
3) *Alegerea și proporțiile solvenților soluției de turnare, în general, între acetonă, apă și formamidă.*
4) *Condițiile de turnare, incluzînd vitezele de uscare ale aerului, temperatura etc.*
5) *Condițiile de regenerare la cald.*

Considerentul cel mai important este conținutul de acetil al polimerului. Odată stabilit, ceilalți factori sînt folosiți pentru realizarea proprietăților dorite.

Temperatura de tratare la cald și timpul influențează mult permeabilitatea la apă și sare, precum și tendința membranei de a se compacta la o o mare presiune.

Eliminarea sării sporește și scade fluxul de substanțe dizolvate cînd crește temperatura de tratare la cald.

Proprietățile de consolidare ale membranei sînt influențate în mare măsură de temperatura de tratament termic. Consolidarea este comparabilă cu deformarea de compactare a metalelor, iar scăderea fluxului de apă în

Scanned with OKEN Scanner

funcție de timp este reprezentată de o dreaptă într-un sistem de coordonate dublu logaritmice. Aceste grafice se numesc de obicei — grafice de scădere a fluxului, întrucît este extrem de greu să se facă diferența, pe cale experimentală, între consolidare (compactare) și murdărire (îmbîcsire) a membranei. Reducerea fluxului reprezintă suma celor două efecte și trebuie să se țină cont de aceasta la proiectarea sistemelor de osmoză inversă.

a. **Temperatura de alimentare și *p*H-ul.** Ecuațiile (6.13) și (6.15) arată că fluxurile de apă și sare depind de temperatură. Atît coeficientul de penetrație al apei, $W_p$, cît și coeficientul de permeabilitate al substanțelor dizolvate $K_p$, sporesc odată cu temperatura. Efectul general este creșterea fluxului de apă odată cu creșterea temperaturii iar eliminarea sării rămîne în general constantă în limitele obișnuite ale temperaturii în exploatare. În limitele temperaturii de 15—30°C fluxul de apă crește cu aproximativ 3,5% per grad. Creșterea temperaturii apei de alimentare sporește de asemenea compactarea membranei.

În majoritatea cazurilor, eliminarea sării prin membrană scade încet odată cu timpul. Acest lucru se datorește de obicei hidrolizei membranei. Fiindcă membrana este un ester organic, viteza de hidroliză depinde în principal de temperatură și *p*H.

Temperatura sporită mărește viteza de hidroliză, iar viteza scade cînd *p*H-ul este în jur de 4—5. Acești factori limitează funcționarea între limitele *p*H-ului de 3—7 dacă membranele trebuie să funcționeze mai mulți ani.

b. **Eliminarea substanțelor dizolvate.** Unele date privind eliminarea substanțelor dizolvate au fost obținute referitor la membranele din acetat de celuloză. Totuși nu sînt dezvoltate mult metodele privind prognoza cantitativă a eliminării, îndeosebi în sistemele cu mai multe componente. O soluție a acestei probleme a fost găsită de Hodgson (1969) pentru electroliți. Multe date experimentale au rămas însă pînă în prezent necorelate.

Studiile efectuate privind eliminarea soluțiilor complexe de molecule organice au arătat că eliminările de proteine de 98—99% au fost observate în reziduurile de la prelucrarea peștelui. Eliminarea solidelor din sucul de roșii a fost aproape de 100%. Ministerul Agriculturii din S.U.A. a găsit 99,9% reținere de zahăr în studiile privind concentrarea din seva de arțar. Alte studii privind concentrarea în zer și a sucurilor de fructe au arătat o bună eliminare — totală a substanțelor organice dizolvate. Eliminarea substanțelor organice din apele uzate de la fabricile de celuloză și cele menajere a fost foarte bună.

Studiile privind bacteriile și virușii au arătat înlăturări mai mari de 99,9%. Aceste substanțe sînt probabil eliminate din cauza mărimii lor moleculare. Trecerea prin membrană se datorează probabil, imperfecțiunilor membranei.

Gazele dizolvate cum ar fi: clorul, oxigenul, bioxidul de carbon, hidrogenul sulfurat și bioxidul de sulf sînt slab eliminate ca gaze. Dacă reacționează cu apa, sărurile lor neutre sînt eliminate, de exemplu, bicarbonatul de sodiu și sulfitul de sodiu. Clorul liber prezent ca ion de hipoclorit, $OCl^-$ este eliminat la un *p*H de peste 7, dar este slab eliminat sub această valoare a *p*H-ului cînd distribuția de echilibru se schimbă spre acid hipocloros.

Scanned with OKEN Scanner

6.3.2.5. **Alte sisteme de membrane.** Membranele din acetat de celuloză sînt cele mai frecvent folosite pentru osmoza inversă. Totuşi s-a creat o mare varietate de membrane şi sisteme suport.

Un sistem răspîndit se bazează pe o membrană din poliamidă, avînd un coeficient mai scăzut de penetraţie a apei decît cea din acetat de celuloză.

Pentru mărirea suprafeţei, membrana din acetat de celuloză, este de obicei folosită sub forma unei fibre concave, care are un diametru exterior de 0,005 cm şi un perete de 0,0012 cm. Membrana din poliamidă are o stabilitate chimică şi fizică mare, ceea ce determină o durată mare de funcţionare. O membrană preparată din răşină butirată de acetat de celuloză (Eastman Kodak EAB 171—15) a realizat experienţe de eliminare ale clorurii de sodiu (NaCl) de 99,9% la 550 kg/cm$^2$ cu un flux de 453 m$^3$/m$^2$·zi.

Această membrană poate fi utilă pentru reducerea anumitor poluanţi cum ar fi ureea şi în introducerea apei cu un conţinut foarte mic de solide totale dizolvate, din ape foarte sărăturate [83]. Membrana din poliamidă are o rezistenţă mai mare la soluţiile alcaline decît cea din acetat de celuloză. Permeabilitatea scăzută la apă şi compactarea ridicată sînt principalele dezavantaje ale acestei membrane.

Membranele cu flux mare au fost de asemenea realizate din amestecuri de acetat de celuloză-metacrilat şi acid poliacrilic, celuloză acetat-nitrat de celuloză. În general aceste membrane au fluxuri iniţiale mai mari, o mai mare rezistenţă la compactare, dar elimină în mai mică măsură clorura de sodiu, decît membrana din acetat de celuloză.

Diferite materiale naturale cum ar fi acizii humici şi acidul fulvic, oxidul de Zr (IV) şi taninii au capacitatea de a forma membrane dinamice cînd sînt filtrate printr-o peliculă poroasă. Aceste membrane au fost studiate pe larg în laborator şi vor putea fi folosite la recuperarea apei din apa salmastră. Sînt posibile de realizat debite foarte mari 600 m$^2$/m$^3$·zi cu aceste membrane. Totuşi sînt necesare viteze foarte mari de pompare pentru a se preveni polarizarea de concentraţie la aceste fluxuri mari. Actualele membrane dinamice se defectează destul de uşor, necesitînd multe ore pentru restabilire în vederea funcţionării în continuare.

6.3.2.6. **Stratul limită de separare.** Eficienţa sistemelor de osmoză inversă descrise pînă acum a fost idealizată întrucît s-a pornit de la presupunerea că un bun amestec pe partea cu soluţie de sare a membranei împiedică polarizarea de concentraţie. Într-un sistem real concentraţia de sare ce se formează la suprafaţa membranei depăşeşte concentraţia din masa de lichid.

Astfel se stabileşte un gradient de concentraţie, iar sarea se difuzează departe de suprafaţa membranei. Concentraţia sporită la suprafaţa membranei are mai multe efecte negative — măreşte presiunea osmotică locală, astfel reducîndu-se forţa motrice a debitului de solvent pentru osmoza inversă. Puterea de pompare trebuie mărită pentru a se compensa presiunea ridicată osmotică; de asemenea polarizarea de concentraţie sporeşte concentraţia de substanţe dizolvate în apa produsă.

Ecuaţia (6.15) prevede că debitul de substanţe dizolvate va spori pe măsură ce va creşte concentraţia lor pe latura cu soluţia de sare a membra-

Scanned with OKEN Scanner

nei. Concentrația sporită a anumitor substanțe la suprafața membranei poate grăbi deteriorarea ei.

Polarizarea de concentrație sporește posibilitatea de precipitare a sărurilor greu solubile și a macroparticulelor pe suprafața membranei. Acest efect poate limita producerea apei.

*Polarizarea de concentrație* este definită ca raportul concentrației de sare la suprafața membranei față de concentrația de sare în întregul volum de apă.

**Ecuația diferențială care descrie polarizarea de concentrație în orice punct de pe conducta de alimentare este:**

$$\frac{F_w^0 C_{ic}}{C_{wc}} - D_{l,i} \frac{dC_{ic}}{dx} = K_p \Delta C_i , \qquad (6.19)$$

în care $C_{wc}$ este concentrația apei în fluxul de produs concentrat, $D_{l,i}$ — coeficientul de difuzie al lichidului liber, iar ceilalți termeni sînt cei descriși anterior. Primul termen din ecuația (6.19) reprezintă contribuția debitului total la fluxul de substanțe dizolvate spre membrană.

Fluxul de difuzie al substanțelor dizolvate înapoi în curentul principal este descris de al doilea termen.

În partea dreaptă se află fluxul substanțelor dizolvate prin membrană.

**Dacă membrana este impermeabilă la substanțe dizolvate** $K_p = 0$, **ecuația** (6.19) **poate fi integrată pentru a da:**

$$\frac{C_{im}}{C_{ic,M}} = \exp\left[\frac{F_w^0 \delta}{C_{wc} D_{l,i}}\right], \qquad (6.20)$$

în care $\delta$ este grosimea peliculei de transport, $C_{im}$ — concentrația lui $i$ în fluidul de la suprafața membranei $C_{ic,M}$ — concentrația medie a lui $i$ în soluția produsului concentrat.

Brian a găsit soluțiile ecuației (6.19) pentru curgerea liniară între plăci plate paralele și în tuburi. El a elaborat și o soluție teoretică pentru curgerea turbulentă în canale. La curgerea laminară prin canale înguste este posibilă formarea unei singure valori a concentrației pentru orice diametru al canalului.

**La curgerea turbulentă polarizarea coincide cu următoarea ecuație:**

$$\frac{C_{im}}{C_{ic,M}} = 1{,}333 \exp\left[\frac{(F_w^0/\rho_l)}{0{,}75\, v}\left(\frac{2}{f}\right)\mathrm{Sc}^{2/3}\right], \qquad (6.21)$$

în care $v$ este viteza medie în canalul cu soluția de sare, $f$ — factorul de frecare Fanning, iar Sc este numărul lui Schmidt. Ecuația (6.21) aproximează polarizarea medie pe lungimea unui canal și dă valori cu 14—22% mai mici decît cele obținute prin integrare numerică pe lungimea canalului. Totuși ea este utilă pentru estimări.

În ecuația (6.21) polarizarea de concentrație este în funcție de raportul dintre debitul mediu al produsului și viteza medie a soluției de sare, de numărul lui Schmidt și de factorul de frecare Fanning. Deoarece $(F_W^0/\rho_l)/v$ este

Scanned with OKEN Scanner

aproximativ proporțional cu creșterea gradului de recuperare, polarizarea este favorizată de recuperarea în grad mare. Totuși se poate menține recuperarea în grad mare la polarizare mică de concentrație, prin recircularea soluției de sare. Sporirea factorului de frecare prin mărirea turbulenței este o altă cale de reducere a polarizării de concentrație. Thomas (1970) a arătat că în timp ce agenții care accelerează turbulența reduc polarizarea, folosirea lor nu presupune neapărat economie în funcționare.

Ecuația (6.21) prevede de asemenea că polarizarea de concentrație este influențată de coeficientul de difuzie al substanței dizolvate (deoarece $Sc = \mu/\rho_i D_i$). Această dependență determină formarea cu precădere a sărurilor avînd coeficienți mici de difuzie la suprafața membranei. Murdărirea membranei cu coloizi poate fi de asemenea o consecință a acestui efect deoarece coeficienții de difuzie a coloidului sînt cu 2—3 ordine de mărime mai mici decît cei pentru sărurile apei sărăturate.

6.3.2.7. **Alcătuirea sistemelor. La proiectarea unui sistem de osmoză inversă se cer a fi rezolvate numeroase probleme dintre care se menționează:**

1) *Susținerea unei membrane fragile pentru a rezista unor presiuni diferențiale de* 200—1 000 *kgf/cm²*.
2) *Prevenirea contactului fluxului de alimentare și al soluției de sare cu presiune mare, cu apa ca produs final avînd presiune mică.*
3) *Obținerea unei densități suficient de mari de împachetare pentru reducerea prețului (recipientului) vasului de presiune.*
4) *Reducerea polarizării de concentrație și murdăririi prin proiectarea corespunzătoare a canalelor de alimentare.*
5) *Evitarea scăderilor parazitare de presiune în curentul de alimentare, în cel al soluției de sare și al produsului final.*
6) *Reducerea cheltuielilor pentru înlocuirea membranei.*

Încercările de a rezolva aceste probleme respectînd criteriile economice și de calitate au condus la realizarea a diferite tipuri de module.

Elementul de bază al oricărei instalații pentru osmoză inversă este „*modulul*„ definit ca o asamblare de mai multe membrane.

**În cazul membranelor de acetat de celuloză au fost elaborate următoarele tipuri de module** (fig. 6.40):

1) *Modul în formă de plăci sau rame.*
2) *Module în formă tubulară.*
3) *Module înfășurate în spirală.*
4) *Module cu fibre în tuburi.*

*Modulul-placă* sau *modulul-ramă* seamănă principial cu un filtru presă. El se compune din fîșii de membrană rezemate pe plăci marginile perforate, găurile permițînd scurgerea apei produse într-un tub central. Unitatea este asamblată prin presare, rezultînd o construcție care preia împingerea finală. Acest modul-ramă se montează într-o conductă de presiune. În prezent nu se mai urmărește dezvoltarea industrială a acestui tip de modul. Dezavantajul lui constă în exigențele mari privind calitatea executării găurilor în

Scanned with OKEN Scanner

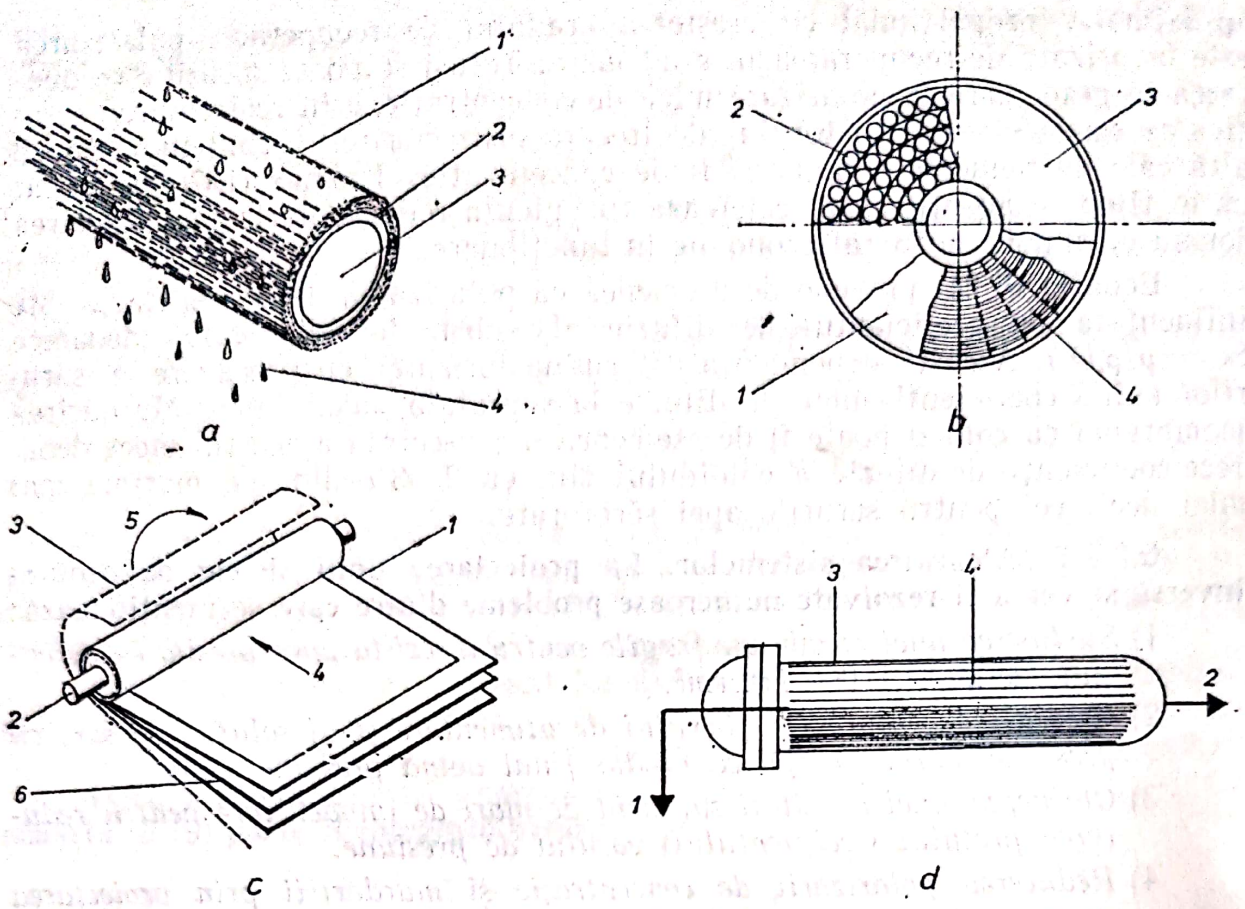



Fig. 6.40. **Diferite tipuri de module utilizate în osmoza inversă:**

*a*: *1* — tub poros; *2* — alimentare; *3* — membrană; *4* — filtrat.
*b*: *1* — substrat de hîrtie; *2* — ecran perforat din PVC; *3* — membrană din acetat de celuloză; *4* — placă suport fenolică striată.
*c*: *1* — alimentare; *2* — filtrat; *3* — distanțier de alimentare; *4* — filtratul după trecerea prin membrană; *5* — rulou de strîngere *6* — material de întăritură.
*d*: *1* — filtrat; *2* — saramură; *3* — fibre; *4* — alimentare.

plăci și a condițiilor suprafeței plăcilor; împachetarea de etanșare redusă a modulelor și costul ridicat, provocate de etanșarea periferică și de întreținere.

*Construcția tubulară este cea mai simplă.* Membrana se toarnă pe suprafața interioară a unui tub poros sau este introdusă în tub și etanșată. Apa brută se introduce în tub sub presiune: apa curată curge prin membrană și tubul poros și este colectată într-un rezervor. Deși această construcție oferă numeroase avantaje, totuși nu reprezintă o soluție optimă datorită faptului că modulele nu se pot împacheta etanș foarte bine, iar înlocuirea modulelor nu este încă rentabilă. La aceasta se mai adaugă faptul că sînt necesare presiuni mari pentru producerea unui flux turbulent, necesar menținerii unei polarizări minime a concentrației pe suprafața membranei. Totuși datorită simplității construcției și a unor avantaje funcționale la scară industrială se continuă perfecționarea acestui tip.

*Sistemul modul spiral* fiind cunoscut sub denumirea de „Roga 4000" se compune din două membrane de acetat de celuloză separate de o masă spon-

gioasă. Masa spongioasă servește pe de o parte, ca element de rezistență pentru membrană în contra presiunii de regim, iar pe de altă parte drept cale de scurgere pentru apa curată. Această construcție stratificată este etanșată pe trei muchii cu bandă de lipit, rezistentă la apă, iar muchia a patra este lipită de un tub de scurgere perforat (fig. 6.41).

Împletitura de separație se înfășoară în jurul acestui tub și se etanșează la exterior. Construcția modulelor Roga este reprezentată în figura 6.42.

Înseriate, modulele se introduc într-o țeavă de oțel (fig.6.43).

Pompînd, sub presiune, soluția de săruri în împletitura sepratoare, o parte din apă străbate membrana pătrunzînd în masa spongioasă cu apă curată care, într-un traseu spiral, continuă să înainteze prin masa spongioasă adunîndu-se în tubul de evacuare. Apa curată se scurge radial prin modul spre tubul central, conținutul de săruri, din apa brută, crescînd odată cu avansarea procesului de epurare. Apa brută curge axial prin modul și se evacuează, sub formă de concentrat, la celălalt capăt al modulului, după ce a parcurs împletitura separatoare.

Avantajele modulelor-spirale sînt numeroase, cel mai important fiind densitatea împachetării: peste 900 $m^2/m^3$. Această densitate permite: realizarea unei turbulențe ridicate a fluxului; amestecarea avantajoasă și polarizare minimă a concentrației la viteze de curgere relativ mici. În plus, instalarea și înlocuirea modulelor necesită cheltuieli minime.

O stație pentru osmoza inversă constă dintr-o serie de module dispuse paralel. Criteriile cele mai importante de proiectare includ recuperarea, apa ca produs final, calitatea, presiunea, debitele soluției de sare, gradul necesar de preepurare, procedeele de menținere a fluxului și postepurarea.

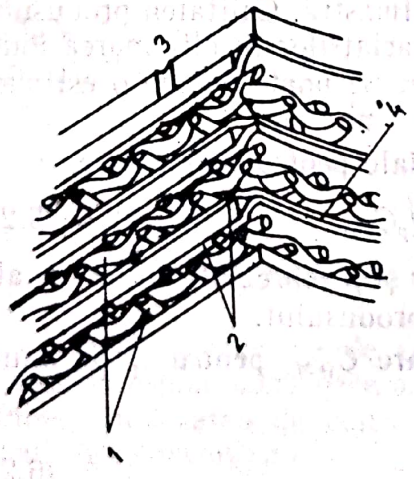



Fig. 6.41. **Secțiune transversală printr-un modul:**

*1, 2, 3, 4,* — elementele modulului.

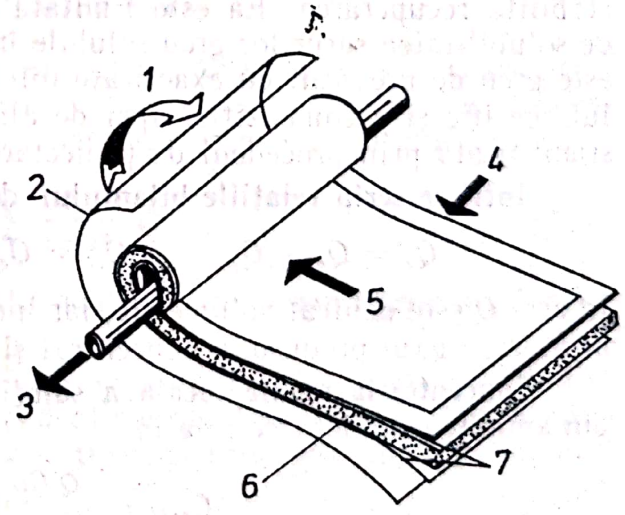



Fig. 6.42. **Fază din procesul de confecționare a unui modul:**

*1* — înfășurare; *2* — etanșarea suprafeței exterioare; *3* — ieșirea apei pure; *4* — direcția de scurgere a apei brute; *5* — direcția de curgere; *6* — masă spongioasă; *7* — membrană semipermeabilă.

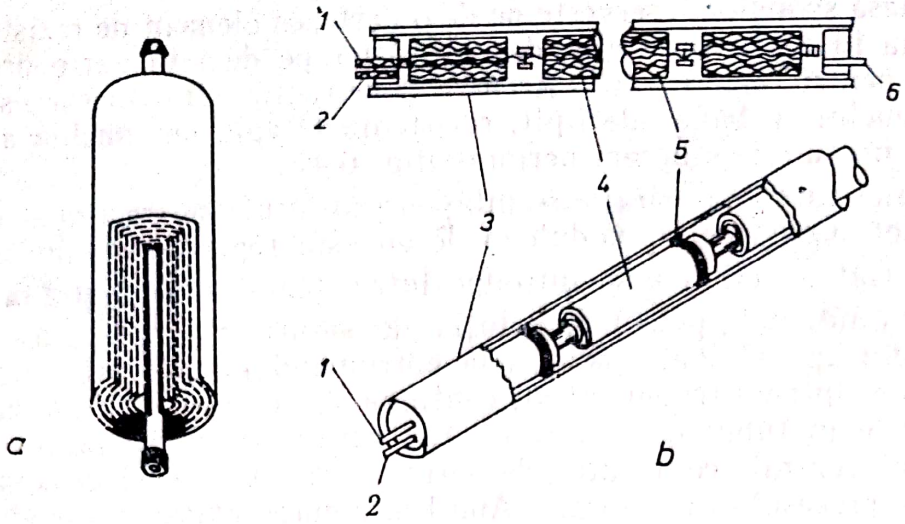



Fig. 6.43. **Modul de asamblare a modulelor spirale:**

*a* — unitate de modul spiral; *b* — asamblare; *1* — ieşirea apei pure; *2* — evacuarea concentraţiei; *3* — conductă de presiune; *4* — modul; *5* — etanşare; *6* — alimentare cu apă brută.

Pentru a proiecta o instalaţie pentru osmoza inversă trebuie cunoscut debitul de apă de alimentare, variabilitatea sa, temperatura şi presiunea osmotică.

Eliminarea componentelor din apa de alimentare prin sistemul de membrană este de asemenea necesar pentru ca să se estimeze calitatea apei ca produs final. Cerinţele de capacitate ale staţiei se bazează de obicei pe un anumit debit al produsului la o temperatură dată deşi pentru tratarea reziduurilor debitul de alimentare este factorul determinant.

Cînd se cunoaşte capacitatea staţiei şi compoziţia alimentării trebuie stabilită recuperarea. Ea este limitată de calitatea apei ca produs final şi de solubilitatea sărurilor greu solubile în apa salmastră. Calitatea produsului este greu de prevăzut cu exactitate din cauza variaţiilor în eliminarea ionului specific şi a compoziţiei apei de alimentare. Se poate obţine o estimare simplificată prin procedeul de proiectare descris mai jos.

**Întîi se scriu relaţiile bilanţului de materiale pentru apă şi sare,** $i$:

$$Q_f = Q_c + Q_p; \quad Q_f C_{if} = Q_c C_{ic} + Q_p C_{ip}, \qquad (6.22) \text{ şi } (6.23)$$

în care $Q$ este debitul volumetric, iar indicii $f$, $c$ şi $p$ reprezintă fluxul de alimentare, fluxul produsului concentrat şi cel al produsului.

**Concentraţia medie locală a soluţiei de sare** $C_{i,M}$ **pentru** $i$, **pe latura din amonte** este dată de relaţia:

$$C_{i,M} = \frac{Q_c C_{ic} + Q_f C_{if}}{Q_c + Q_f}. \qquad (6.24)$$

**Calitatea apei ca produs final** este exprimată în termenii concentraţiei medii locale a soluţiei de sare $C_{i,M}$ şi a eliminării medii de sare $(R_i^0)_{av}$ ca:

$$C_{ip} = C_{i,M}\,[1-(R_i^0)_{av}]. \qquad (6.25)$$

**Eliminarea medie a sării în orice punct al sistemului:**

$$(R_i^0)_{av} = \left[1 - \frac{K_p C_{wp} \Delta C_i}{W_p(\Delta P - \Delta\pi^0) C_{if}}\right]. \qquad (6.26)$$

Este mai ușor de rezolvat pentru concentrația produsului, $C_{ip}$, printr-o tehnică iterativă. Se presupune că $C_{ip} = 0$. Ecuațiile (6.15) și (6.16) devin:

$$Q_f C_{if} = Q_c C_{ic}; \qquad C_{i,M} = \frac{Q_f C_{if}}{Q_f + Q_c} = \frac{C_{if}}{2 - \hat{R}}, \qquad (6.27) \text{ și } (6.28)$$

în care $\hat{R}$ este raportul recuperare-alimentare cu produs, $\hat{R} = Q_p/Q_f$. Concentrația produsului este apoi estimată a fi:

$$C_{ip} = \frac{C_{if}}{2 - \hat{R}} [1 - (R_i^0)_{av}]. \qquad (6.29)$$

Se pot obține aproximări mai bune ale lui $C_{ip}$ folosindu-se valoarea inițială dată de ecuația (6.29), substituind-o în ecuațiile (6.22) prin (6.24) și calculînd o valoare nouă din ecuația (6.25). Pentru majoritatea apelor salmastre și orășenești, o alimentare medie de 95% va asigura o estimare generală a calității apei ca produs folosind membrana din acetat de celuloză.

Dacă calitatea produsului este prestabilită, recuperarea poate fi de obicei variată pentru obținerea calității dorite.

Cerința minimă de energie termodinamică (Johnson ș.a. 1966) este determinată de diferența de energie liberă dintre debitul de alimentare și cel al produsului. Această energie este determinată prin integrarea activității chimice a apei $a_w$ ca funcție a concentrației de sare:

$$\Delta G = -RT \int_0^{\bar{n}_w} \ln a_w \, d\bar{n}_w \qquad (6.30)$$

unde $\bar{n}_w$ este numărul de moli de apă recuperată. Activitatea apei în sistemele care conțin amestecuri de sare poate fi calculată din coeficienții de concentrație și de presiune osmotică ai sărurilor dizolvate, cu ajutorul expresiei:

$$\ln a_w = \sum_i \frac{\Phi_{ci}}{55.51} C_i, \qquad (6.31)$$

în care $C_i$ este exprimat ca molaritate, moli de substanță dizolvată/1 000 g solvent.

Cerințele efective de energie depășesc minimul din cauza presiunilor diferențiale mai mari necesare pentru debitele practice de producere a apei, pentru polarizarea de concentrație și pentru energia nerecuperată din produsul de concentrare.

După stabilirea cerințelor reale de capacitate și energie ale stației, trebuie stabilite cerințele pentru membrană. Această selecție implică stabilirea duratei ei de funcționare, a compactării, a murdăririi și a presiunii efective de funcționare ($\Delta P - \Delta\pi^0$). De exemplu, dacă datele privind apa de alimentare arată că se poate obține un flux de apă prin membrana de 25,00 $m^3/m^2 \cdot zi$

la 420 kg/cm² cerința pentru suprafața membranei, la o stație de 20,00 m³/zi este de 930,00/m². În proiectare, stabilirea debitului se face pe baza valorii scontate după 1 an de funcționare. Atunci stația poate funcționa inițial la o presiune mai mică.

6.3.2.8. **Preepurarea necesară și menținerea debitului.** Preepurarea produsului de alimentare este necesară în cadrul tuturor variantelor de folosire a osmozei inverse.

**În general, fluidul de alimentare și cel al soluției de sare trebuie să fie epurat pentru următoarele scopuri:**

1) *Pentru înlăturarea excesului de turbiditate sau de solide în suspensie.*
2) *Pentru reglarea și controlul pH-ului și temperaturii de alimentare.*
3) *Pentru inhibarea sau controlul formării compușilor care prin precipitare vor împiedica trecerea apei sau vor acoperi membrana.*
4) *Pentru dezinfectarea și prevenirea dezvoltărilor de nămolul biologic sau prevenirea contaminării aparaturii.*
5) *Pentru eliminarea uleiului emulsionat și neemulsionat sau a substanțelor organice asemănătoare.*

Turbiditatea în exces și solidele în suspensie pot fi de obicei înlăturate prin coagulare și floculare, urmate de sedimentare și filtrare.

Filtrele cu nisip gravitaționale sau cele sub presiune, precum și cele cu prestrat de diatomit pot fi de asemenea utilizate în acest scop.

Materiale coloidale, care vor determina o scădere a debitului, pot fi tolerate și înlăturate prin curățire periodică.

Depunerea materialelor greu solubile, cum ar fi $CaCO_3$, $CaSO_4$ și oxizii metalici hidratați, prezintă o mare importanță. Depunerea $CaCO_3$ și a fosfatului de Ca poate fi de obicei eliminată prin funcționare la un $pH = 5$, care inhibă și hidroliza membranei. Formarea $CaSO_4$ poate fi inhibată de epurare de prag cu hexametafosfat de Na. Cantitățile infime de oxizi metalici hidratați pot fi de obicei înlăturate prin curățire.

Depunerea compușilor organici poate fi în mare măsură prevenită prin preepurare cu cărbune activ.

În funcție de mărimea stației și de cantitatea de materie organică prezentă în alimentare, uneori este mai economic să se permită producerea depunerii substanțelor organice și folosirea unor operații mai frecvente de curățire. Suprafața mare a membranei asigură spațiul de dezvoltare a peliculelor bacteriene și de depunere a nămolurilor, necesitînd luarea unor măsuri de inhibare a dezvoltărilor biologice excesive pe membrane. Clorinarea apei de alimentare pentru a obține 1—2 mg/l clor rezidual este o bună tehnică inhibitoare care determină o deteriorare slabă a acetatului de celuloză.

Necesitatea posttratării apei trecute prin membrană apare de obicei pentru reglarea *p*H-ului, degazificarea pentru înlăturarea $CO_2$ și dezinfectare, dacă este destinată utilizării în scop potabil.

Scăderea debitului cu timpul este cea mai grea problemă în exploatare. Reducerea fluxului este efectul însumat al compactării și murdăririi membranei. La presiuni scăzute de funcționare (420 kgf/cm²), ultimul efect predomină. Murdărirea membranei poate fi uneori redusă prin curățire periodică.

Scanned with OKEN Scanner

O preepurare adecvată și curățire corespunzătoare sînt foarte importante în proiectarea instalațiilor de osmoză inversă.

6.3.2.9. **Parametri funcționali.** Permeabilitatea modulelor și, deci, viteza de trecere a apei pure este funcție de: presiunea în sistem; valoarea *p*H-ului și temperatura apei brute; vechimea și exploatarea din trecut a membranei.

*Presiunea în sistem.* Din ecuațiile (6.13) și (6.15) rezultă că viteza de trecere a apei prin membrană crește odată cu creșterea presiunii de lucru, permeabilitatea pentru săruri rămînînd constantă. Aceasta înseamnă că odată cu creșterea presiunii de lucru se poate obține: mai multă apă pură și o calitate mai bună a acesteia.

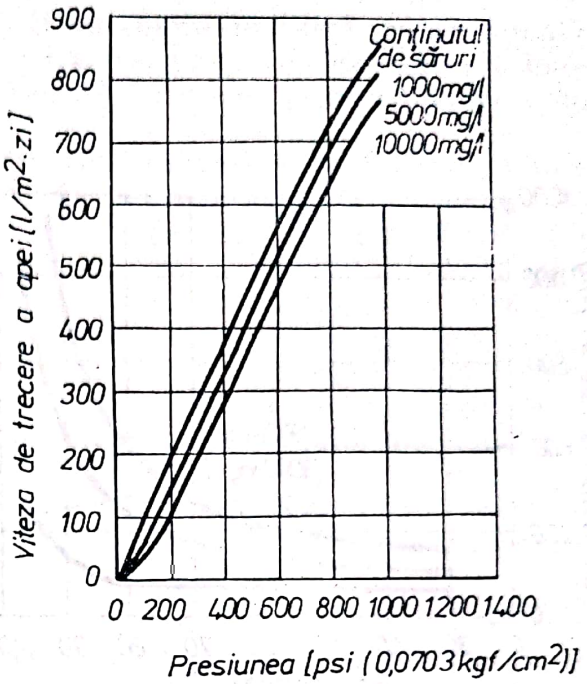



Fig. 6.44. **Viteza fluxului de apă în funcție de presiunea sistemului.**

În figura 6.44 este dată dependența vitezei apei față de presiune, la diferite procente de săruri conținute în curentul de apă brută. Odată cu creșterea debitului, calitatea apei curate scade deoarece concentrația sărurilor din apa brută crește și totodată presiunea osmotică. Aceasta înseamnă că din cauza presiunii de lucru mai mică (presiunea sistemului presiunea osmotică) viteza apei va scădea.

Figura 6.45 redă dependența calității apei curate față de randament, la diferite procentaje de săruri din apa brută. Presiunea optimă a sistemului este de ordinul de mărime de 42 at. Totuși, în practică, se recomandă corelarea presiunii sistemului cu presiunea minimă, care realizează un debit de apă pură de $\approx$ 1,3 l/min. modul. În felul acesta comprimarea membranei se poate reduce la minimum, obținînd o durabilitate mai mare a modulului.

*Indicele* *p*H. Acetații de celuloză, folosiți ca membrane sînt expuși unei hidrolize continue. Viteza hidrolizei este funcție de valoarea *p*H-ului apei brute și anume: este minimă în cazul soluțiilor slab acide. La valori ale *p*H-ului cuprinse în intervalul 3—7,5 apare după cum rezultă din figura 6.46, o accelerare a hidrolizei. Reglarea *p*H-ului este importantă pentru controlul depunerii pietrei pe suprafața membranei.

Creșterea densității membranei este o funcție de timp, apărînd și în cazul apei curate și fără colmatarea membranei. Pe lîngă aceasta, creșterea densității membranelor este influențată și de temperatura la care s-a făcut tratamentul lor termic. Cu cît această temperatură este mai mică, cu atît va fi mai mică și rezistența la mărirea densității.

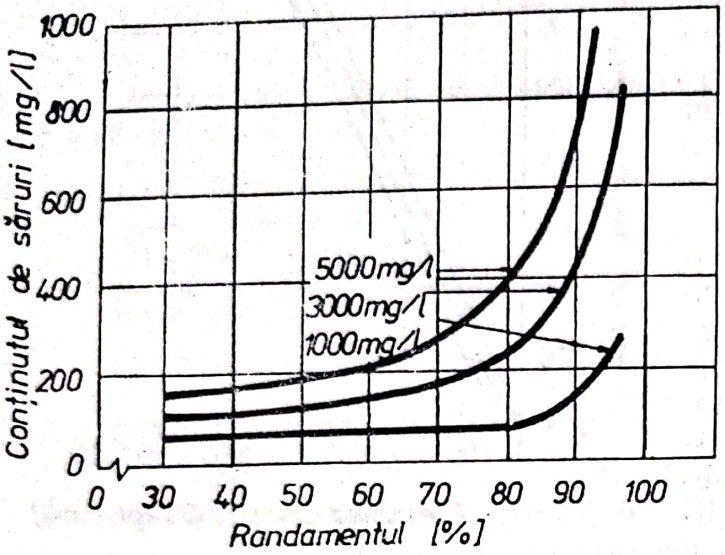



Fig. 6.45. **Dependența calității apei de randament.**

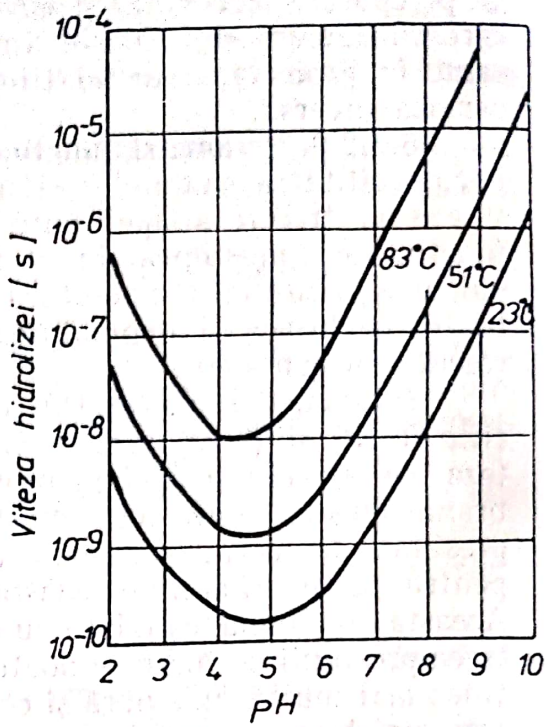



Fig. 6.46. **Dependența vitezei hidrolizei de valoarea *pH*-ului apei curate.**

6.3.2.10. **Domeniile de aplicare a osmozei inverse.** În ultimii ani, numărul instalațiilor de osmoză inversă a crescut mult datorită posibilităților actuale de fabricare în masă a membranelor de calitate constantă, precum și experienței acumulate în ultimul timp. În general, osmoza inversă se folosește acolo unde este nevoie de apă pură. Domeniile de aplicare se pot clasifica în 4 grupe.

Utilizarea principală a osmozei inverse este demineralizarea apelor (pînă la 10 000 ppm) și pentru epurarea apelor reziduale cu conținut ridicat de substanțe organice.

a. **Desalinizarea apei sărate, a apei brute și a apei de mare.** Instalațiile de osmoză inversă, echipate cu module „Roga 4000" sînt deosebit de indicate pentru producerea de apă potabilă prin desalinizarea apei sărate și a apei brute. De altfel, acest domeniu a fost studiat cel mai mult obținîndu-se performanțe ridicate. La un randament de 75%, modulele au reținut $\approx$ 93—95% din totalul substanțelor dizolvate, capacitatea de reținere fiind mai mare pentru anumite săruri.

b. **Producția de apă industrială și extrapură.** Producerea de apă pură și extrapură, pentru nevoile industriei, constituie în prezent unul din principalele domenii de aplicare a instalațiilor de osmoză inversă cu module-spirale sistem Roga. Acest sistem are flexibilitate, privind producerea diferitelor calități de apă, în funcție de cerințe. În acest sens, exemple tipice sînt: cazane de abur, turnuri de răcire, instalații de condiționare a aerului, fabrici de produse electronice, procese de acoperiri galvanice a metalelor, instalații de spălare și curățire, spălătorii, fabrici de bere și industria băuturilor etc.

Scanned with OKEN Scanner

Apa epurată prin osmoză inversă poate fi întrebuințată direct sau amestecată cu apă brută. Pe lîngă aceasta poate fi tratată, în continuare, într-o a doua treaptă de osmoză inversă sau desalinizată completă prin schimbători de ioni.

În cazurile de folosire a schimbului de ioni pentru desalinizarea totală a apei, de exemplu în cazul producerii de apă extrapură, pentru cazane de abur, se recomandă intercalarea unei trepte primare de desalinizare prin osmoză inversă. Deoarece principala cotă de cost — în cazul schimbătorilor de ioni, este dată de reactivi, al căror consum crește foarte mult odată cu conținutul de săruri din apa brută și se reflectă asupra întreținerii instalației, folosind osmoza inversă, ca treaptă primară, numărul de regenerări al schimbătorului de ioni poate fi redus în mod sensibil. Osmoza inversă elimină 90% și chiar mai mult din totalul substanțelor dizolvate în apa brută înainte ca apa, cu un conținut scăzut de sare, să ajungă în schimbătorul de ioni.

Predesalinizarea prin osmoză inversă, care are ca urmare mărirea intervalelor între regenerări ale schimbătorilor de ioni, reduce, în mod esențial, costul procesului tehnologic întreg.

Prepararea apei pure și extrapure, pentru scopuri industriale, se realizează în prezent aproape exclusiv cu schimbători de ioni. Regenerarea necesară a rășinilor sintetice cu acizi, baze sau săruri, duce însă la o creștere de cîteva ori a încărcării inițiale cu săruri a apei brute, care este descărcată în rîuri sub formă de apă uzată. Urmarea este o salinizare crescîndă și continuă a apelor. Ținînd seama de eforturile depuse de autorități și de industrie de a reduce poluarea cursurilor de apă osmoza inversă se recomandă, în mod deosebit, pentru evitarea efectelor secundare nedorite.

c. **Concentrarea produselor din soluțiile apoase.** Acest domeniu de utilizare reprezintă o tehnologie nouă și interesantă pentru industria alimentară și farmaceutică. Tehnologiile convenționale, aplicate în prezent, constînd în special în concentrare prin evaporare, evaporare în vid, sau congelare necesită cheltuieli de exploatare relativ mari. În cazul tehnicii evaporării, căldura are de cele mai multe ori un efect defavorabil asupra gustului și al calității produselor. Industria farmaceutică se interesează, frecvent, de separarea substanțelor organice, care sînt neioncgene și totodată insensibile la temperatură. Capacitatea membranelor de a reține molecule organice este ridicată și este funcție de greutatea moleculară a substanțelor. Ca exemplu de utilizare a procedeului în industria alimentară se poate cita concentrarea siropului de arțar și a sucului de portocale la 4 : 1, a zerului la 3 : 1, producția de albumină inclusiv a enzimelor. Totuși, presiunile osmotice ridicate și colmatarea posibilă a membranelor par a împiedica dezvoltarea, în continuare, a procedeului în această direcție.

d. **Tratarea apelor uzate specifice.** În ultimul timp, numeroase încercări au fost întreprinse pentru a rezolva diferite probleme privind apele uzate, cu ajutorul acestui procedeu neconvențional. Experiența dobîndită este însă limitată. Ținînd seama de compoziția în general, complexă a apelor uzate, tratarea acestora trebuie să aibă un caracter specific. Perfecționarea procedeului este însă împiedicată încă de cîțiva factori legați de hidroliză și de tendința de colmatare a membranelor.

Scanned with OKEN Scanner

**Tratarea apelor uzate sau a produselor secundare în instalații de osmoză inversă urmărește, din punct de vedere tehnico-economic trei scopuri:**

1) *Recuperarea substanțelor dizolvate valorificabile.*
2) *Producția de apă pură, pentru a o reda în circuit.*
3) *Concentrarea substanțelor nedorite, pentru a le evacua definitiv sau a le distruge.*

Numeroase exemple pot arăta posibilitățile folosirii eficace a osmozei inverse la epurarea apelor uzate.

*Apele uzate din industria petrochimică.* Obținerea de ape tehnologice din aceste ape curățite de ulei și care au conținut ridicat de substanțe dizolvate, oferă pentru instalații mari (40 000—200 000 $m^3$/zi) o rentabilitate deosebită.

Pe lîngă exemplele arătate, trebuie menționată și separarea substanțelor radioactive și a detergenților prin aplicarea metodei indicate.

Tratarea reziduurilor industriale oferă un potențial mare pentru osmoza inversă și pentru alte procese de filtrare prin membrană.

**Deoarece tehnica de osmoză inversă este un proces de concentrare se poate aplica cînd:**

1) *Este necesară sau utilă o reducere a volumului reziduurilor.*
2) *Este posibilă recuperarea materialelor valoroase sau reutilizabile.*
3) *Este necesară conservarea sau recuperarea apei.*
4) *Concentrația de poluanți va îmbunătăți eficiența tratării reziduurilor, va simplifica tratarea sau va reduce cheltuielile.*

6.3.2.11. **Economicitatea utilizării osmozei inverse în perspectivă**

**Cheltuielile de exploatare pentru osmoza inversă sînt în prezent împărțite egal în trei categorii:** ● *cheltuieli de amortisment*; ● *cheltuieli pentru înlocuirea membranei*; ● *cheltuieli de exploatare pentru energie, forță de muncă, tratare și curățire.*

În cazul în care pe lîngă producerea apei se valorifică și produsul concentrat rezultat, unele din cheltuielile de exploatare sînt compensate.

De asemenea rentabilitatea procedeului de osmoză inversă este determinată într-o oarecare măsură și de cantitatea de substanțe dizolvate din apa brută și de cantitatea impusă apei pure.

### 6.3.3. ULTRAFILTRAREA

Ultrafiltrarea este procesul de separare al impurităților nedizolvate care utilizează filtrarea prin membrane cu o porozitate relativ grosieră, care pot fi utilizate la presiuni relativ scăzute. Procesul trebuie diferențiat de osmoza inversă, în care se utilizează membrane foarte fine, capabile să rețină substanțe dizolvate și care funcționează la presiuni foarte mari. Ultrafiltrarea care utilizează membrane semipermeabile realizate din polimeri dau rezultate bune la separarea suspensiilor, precum și a moleculelor mari aflate în dispersie coloidală (0,002—10,0 $\mu$).

Ultrafiltrarea prin membrane ca și osmoza inversă depinde de forța de presiune exercitată și de o membrană care este permeabilă pentru anumiți componenți dintr-o soluție sau un amestec și impermeabilă pentru altele. Cele două procese diferă, deoarece ultrafiltrarea nu este împiedicată de presiu-

Scanned with OKEN Scanner

nea osmotică și poate fi realizată la diferențe mici de presiune de 3—70 kgf/cm². Ultrafiltrarea este de obicei aplicabilă la separarea substanțelor dizolvate cu greutatea moleculară peste 500, care au presiuni foarte mici la concentrații medii (v.fig.6.38). Pe lîngă acestea se includ și bacterii, virusuri, amidon, proteine, argile, pigmenți de vopsea etc. Osmoza inversă este aplicabilă la substanțe și materii cu greutate moleculară mai scăzută. Limita superioară a greutății moleculare pentru ultrafiltrare este de 500 000. Peste această mărime moleculară, separarea are loc prin filtrare prin medii microporoase obișnuite.

Mecanismul predominant la ultrafiltrare este cernerea (trecerea prin sită) selectivă prin pori. Reținerea unei anumite substanțe depinde de forma, mărimea și flexibilitatea moleculară, precum și de condițiile de funcționare. O membrană eficientă trebuie să poată fi capabilă de separare într-o proporție care să rezulte economică. Pentru a realiza aceasta, membrana pentru ultrafiltrare trebuie să aibă o capacitate de separare pentru substanțe cu greutate moleculară mică și un debit mare de apă filtrată la presiuni diferențiale scăzute. Puterea de separare a unei membrane de ultrafiltrare este mare — de la 2 la 10 ori greutatea moleculară. Debitele de apă sînt cuprinse între 1 și 3 $m^3/m^2 \cdot zi$, la valori $\Delta P = 7...35$ kgf/cm².

Ultrafiltrarea prin membrane se practică de cel puțin 100 de ani, dar dezvoltarea utilizării industriale s-a făcut numai în ultimii 10 ani. În prima fază s-au folosit membrane de celofan sau azotat de celuloză poroasă, care aveau o productivitate scăzută și la care frecvent se producea adsorbția pe pereții porilor și colmatarea membranei.

6.3.3.1. **Relații matematice ale procesului de ultrafiltrare.** Cea mai simplă descriere matematică a curgerii printr-o membrană de ultrafiltrare tratează porii ca cilindri circulari drepți, perpendiculari pe suprafața membranei.

**Debitul de solvent** $F_w^0$ este proporțional cu o forță motrice a presiunii $\Delta P$ și invers proporțional cu rezistența membranei $R_m$:

$$F_w^0 = \frac{P}{R_m} = \frac{\varepsilon a^2 \Delta P q_1}{8 (T^0)^2 \mu \delta_m} \quad (6.32)$$

$a$ = raza porilor;
$T^0$ = factorul de sinuozitate al porilor;
$\mu$ = viscozitatea solventului.

Porozitatea $\varepsilon$ este în general egală cu conținutul de apă al membranei. Ecuația (6.32) este de fapt legea lui Poiseuille înglobînd un factor de sinuozitate $T^0$, care descrie curgerea laminară într-un tub. Pierderile de debit la intrare și la ieșire sînt mici față de rezistența conductei.

Majoritatea pierderilor de presiune prin membrane sînt aproximate de ecuația (6.32) care poate fi îmbunătățită prin includerea unui factor de probabilitate sferică, care ține seama de probabilitatea intrării unor molecule în por și a distribuției dimensiunii porilor. Totuși aceste elemente nu corespund pe deplin rezultatelor experimentale. O membrană reală are efecte de difuzie în fluidul din pori și de excludere a substanței dizolvate prin forțele electro-

Scanned with OKEN Scanner

statice (Van der Waals). Astfel, mărimea, forma și flexibilitatea particulelor nu determină în exclusivitate procesul de ultrafiltrare.

**Reținerea totală la ultrafiltrare** care explică efectele sferice și interacțiunea cu pereții porilor (frecarea între molecule și pereții porilor) este dată de ecuația:

$$F_i^0 = F_w^0 C_{if}\left[2\left(1-\frac{d}{2a}\right)^2-\left(1-\frac{d}{2a}\right)^4\right]\times$$

$$\times\left[1-2{,}104\left(\frac{d}{2a}\right)+2{,}09\left(\frac{d}{2a}\right)^3-0{,}95\left(\frac{d}{2a}\right)^5\right]; \qquad (6.33)$$

$d$ = reprezintă diametrul moleculelor;
$a$ = raza porilor.

Primul factor dintre paranteze din ecuația (6.33) este probabilitatea ca o moleculă de substanță dizolvată să intre într-un por, iar al doilea reprezintă reducerea debitului substanței dizolvate datorită rezistenței la frecare pe pereții porilor.

**Reținerea** se calculează la fel ca și la osmoza inversă:

$$R_i = \frac{C_{if} - C_{ip}}{C_{if}}. \qquad (6.34)$$

**Concentrația produsului:**

$$C_{ip} = F_i^0/F_w^0. \qquad (6.35)$$

Merten [86] a prezentat un model de transport „*poros fin*" printr-o membrană. Acest model arată că, curgerea prin membrană se produce prin curgere vîscoasă și difuză și întîmpină rezistență datorită fenomenelor de frecare care au loc în interiorul porilor. Ținînd cont de curgerea vîscoasă și de difuzia moleculară, stabilește legătura dintre regimul ultrafiltrării și cel al osmozei inverse.

6.3.3.2. **Proprietățile membranelor pentru ultrafiltrare.** Prepararea membranelor prin metoda Loeb și Sourirajan, spre sfîrșitul anului 1950 a deschis drumul folosirii ultrafiltrării ca procedeu practic. Spre deosebire de osmoza inversă, unde acetatul de celuloză ca material de realizare a membranelor ocupă un loc predominant, pentru membranele de ultrafiltrare s-a folosit o mare varietate de polimeri sintetici. Multe din aceste membrane pot fi folosite uscate, au o rezistență superioară la solvenții organici și sînt mai puțin sensibile la temperatură și *p*H decît acetatul de celuloză.

Rășinile din policarbonați au înlocuit olefinele, iar compușii polielectrolitici au fost folosiți pentru alcătuirea membranelor de ultrafiltrare. Detaliile de preparare pentru majoritatea membranelor sînt brevetate. Membranele de ultrafiltrare din acetat de celuloză pot fi fabricate prin metoda Loeb și Sourirajan, neincluzînd faza de regenerare la cald.

6.3.3.3. **Polarizarea de concentrație.** Efectele stratului de separare în ultrafiltrare sînt asemănătoare cu cele din osmoza inversă. Reținerea particulelor și substanței dizolvate de către membrană creează un strat care trebuie să difuzeze înapoi în masa de lichid. Totuși, în ultrafiltrare, polarizarea este de

Scanned with OKEN Scanner

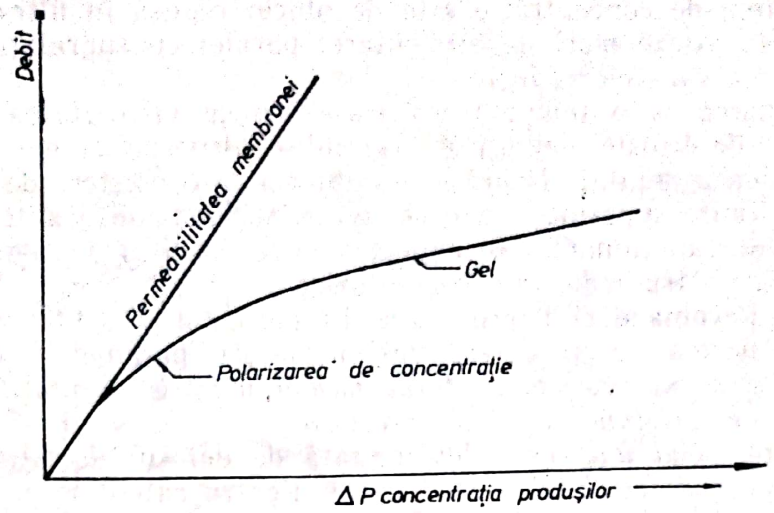



Fig. 6.47. **Efectul presiunii diferențiale asupra fluxului membranei.**

obicei mai importantă deoarece constantele de difuzie moleculară sînt de 2—3 ori mai mici decît cele ale sărurilor din apele sărăturate. Figura 6.47 ilustrează efectul creșterii presiunii diferențiale prin membrană în funcție de debit.

Inițial debitul crește odată cu scăderea presiunii — ecuațiile (6.32) și (6.33), apoi încep să se formeze solide aproape de suprafața membranei, iar debitul crește odată cu creșterea presiunii $\Delta P$. Cînd în vecinătatea membranei concentrația depășește o valoare critică se formează un gel.

**Fluxul prin membrană** este apoi determinat de două rezistențe hidraulice în serie:

$$F_w^0 = \frac{\Delta P}{R_g + R_m}. \tag{6.36}$$

Rezistența gelului $R_g$ este în funcție de viteza la care poate să difuzeze înapoi în fluxul principal al curgerii. Întrucît această rezistență nu este influențată de scăderea de presiune pe membrană, debitul membranei atinge un palier. Adesea funcționarea la o presiune prea mare va întări stratul de gel, iar debitul va fi mai scăzut decît dacă s-ar fi lucrat la o presiune mai mică.

**Cînd stratul de gel reglează debitul, acesta de obicei scade după o lege logaritmică odată cu creșterea concentrației substanțelor reținute:**

$$F_w^0 = k^0 \ln\left(\frac{C_g}{C_{ic}}\right). \tag{6.37}$$

Termenul $C_g$ din ecuația (6.37) reprezintă concentrația gelului format de compușii reținuți aproape de suprafața membranei, $k^0$ este un coeficient de transport al masei totale, iar $C_{ic}$ este cel definit anterior. Valorile lui $C_g$ sînt cuprinse între 0,3 și 0,7 g/l pentru majoritatea substanțelor. Coeficientul $k^0$ este determinat prin metodele clasice de corelație pentru curgerea laminară și cea turbulentă.

Scanned with OKEN Scanner

Polarizarea de concentrație este de obicei redusă în ultrafiltrare prin funcționarea la viteze mari de alimentare, paralel cu suprafața membranei și prin folosirea canalelor subțiri.

Funcționarea la o temperatură mare reduce viscozitatea solventului, mărește viteza de difuzie înapoi a materialului sub formă de gel și crește concentrația critică a gelului. Debitele se dublează la o creștere de temperatură de 15—25°C; limita superioară este de obicei stabilită de limitele materiale. Temperatura de funcționare este cuprinsă între 50 și 60°C pentru celuloză și peste 100°C pentru materiale necelulozice.

6.3.3.4. **Recomandări de proiectare.** La proiectarea instalațiilor de ultrafiltrare este necesar a fi determinați următorii **parametri**: ● *suprafața*; ● *configurația și natura materialului membranei*; ● *durata de funcționare a membranei*; ● *presiunea de lucru necesară.*

*Suprafața membranei* este determinată de debitul de filtrat, de felul membranei și de caracteristicile apei uzate. Pentru calcul se poate considera o încărcare specifică de $\approx 0{,}30$ m³/m²·zi. Debitul specific al membranei tinde să scadă ca urmare a colmatării. Procesul de colmatare care este cauzat de acizi organici și alte substanțe organice cu caracter polar poate fi încetinit dacă se realizează o îndepărtare prealabilă a acestor poluanți. Tot în scopul prelungirii duratei de filtrare se aplică purjarea periodică a reziduului concentrat acumulat în amonte de membrană; în general, se admite o concentrație de suspensii cuprinsă între 4 și 15 g/l.

Membranele pentru ultrafiltrare sînt montate pe plăci perforate, astfel încît o față liberă a acestor plăci este orientată spre un canal de colectare a apei filtrate (fig. 6.48). Există și alte sisteme în care membranele sînt înfășurate pe suporturi tubulare.

Membranele sînt alcătuite din două straturi: la suprafață un strat foarte fin de polimer de 0,1—10 μ (de obicei 5 μ) și un strat suport cu o grosime de 5—10 μ. Aceste strate sînt aplicate pe un suport poros (hîrtie) care asigură o rezistență mecanică suplimentară. Calitățile de membrană pentru ultrafiltrare sînt asigurate de stratul fin de la suprafață. Porozitatea membranei este caracterizată prin permeabilitatea ei la apă, care este de obicei de 350—400 l/m².zi.

*Durata de funcționare a unei membrane* depinde de încărcarea aplicată și de natura apei uzate. O membrană poate fi considerată acceptabilă dacă funcționează 6 luni fără întrerupere la o încărcare inițială de 650 l/m².zi și o încărcare finală de 300 l/m²·zi. Instalațiile trebuie dimensionate pentru valoarea cea mai mică [92].

*Diferența de presiune la care se exploatează instalațiile de ultrafiltrare* este de 1,50—2,00 kgf/cm². Presiunea totală pe întregul sistem nu trebuie să depășească 4 kgf/cm². În unele cazuri s-a dovedit avantajoasă exploatarea prin aplicarea vidului în aval de membrană.

Consumul de energie pentru pomparea apei la o presiune de 2 kgf/cm², într-o instalație de ultrafiltrare, în cazul unei pompe cu un randament de 50%, se estimează la 0,11 kWh/m³ [94].

6.3.3.5. **Domeniile de aplicare ale ultrafiltrării.** Ultrafiltrarea se folosește frecvent în industria alimentară și în cea farmaceutică. Enzimele, viru-

Scanned with OKEN Scanner

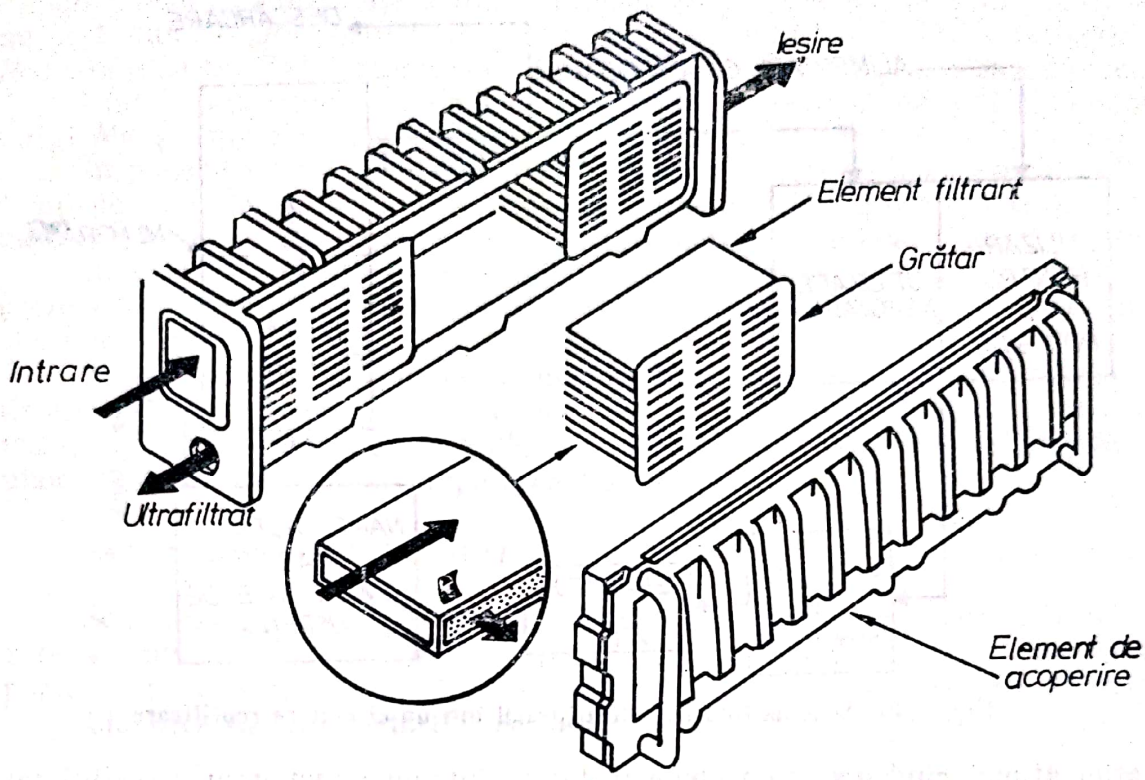



Fig. 6.48. **Moduli de membrane folosiţi la ultrafiltrare.**

şii şi vaccinurile sînt separate şi purificate prin această metodă. Se aplică de asemenea ultrafiltrarea pentru purificarea zahărului, pentru procese de concentrare, pentru desalinizarea zerului şi alte separări.

Ultrafiltrarea se foloseşte şi la epurarea apelor uzate înlocuind ca substituent decantarea şi flocularea, precum şi îngroşătoarele de nămol. Argilele, materialele vegetale şi microorganismele pot fi înlăturate din apă prin această metodă.

Ultrafiltrarea se poate aplica şi în locul decantării secundare în cazul unor instalaţii cu nămol activ cu concentraţii mari de suspensii, obţinîndu-se în acest fel un efluent perfect limpede. Deshidratarea nămolului reprezintă o altă aplicare a acestui procedeu.

O instalaţie de epurare cu nămol activ, urmată de ultrafiltrare în funcţiune la Pikes Peak (S.U.A.), începînd din anul 1970 a asigurat îndepărtări ale suspensiilor de 100%, iar conţinutul de substanţe organice (exprimat prin CCO, CBO şi carbon organic total) a fost redus în proporţie de 93—100%. Odată cu acestea se obţine şi o îndepărtare aproape completă a bacteriilor (fig. 6.49).

Dezavantajele ultrafiltrării constau în cheltuielile mari de investiţii şi de exploatare faţă de procedeele clasice şi în faptul că acest proces nu îndepărtează decît într-o măsură neînsemnată substanţele colorate şi fosfaţii. Costul mare al investiţiei poate fi compensat uneori prin volumul mic al insta-

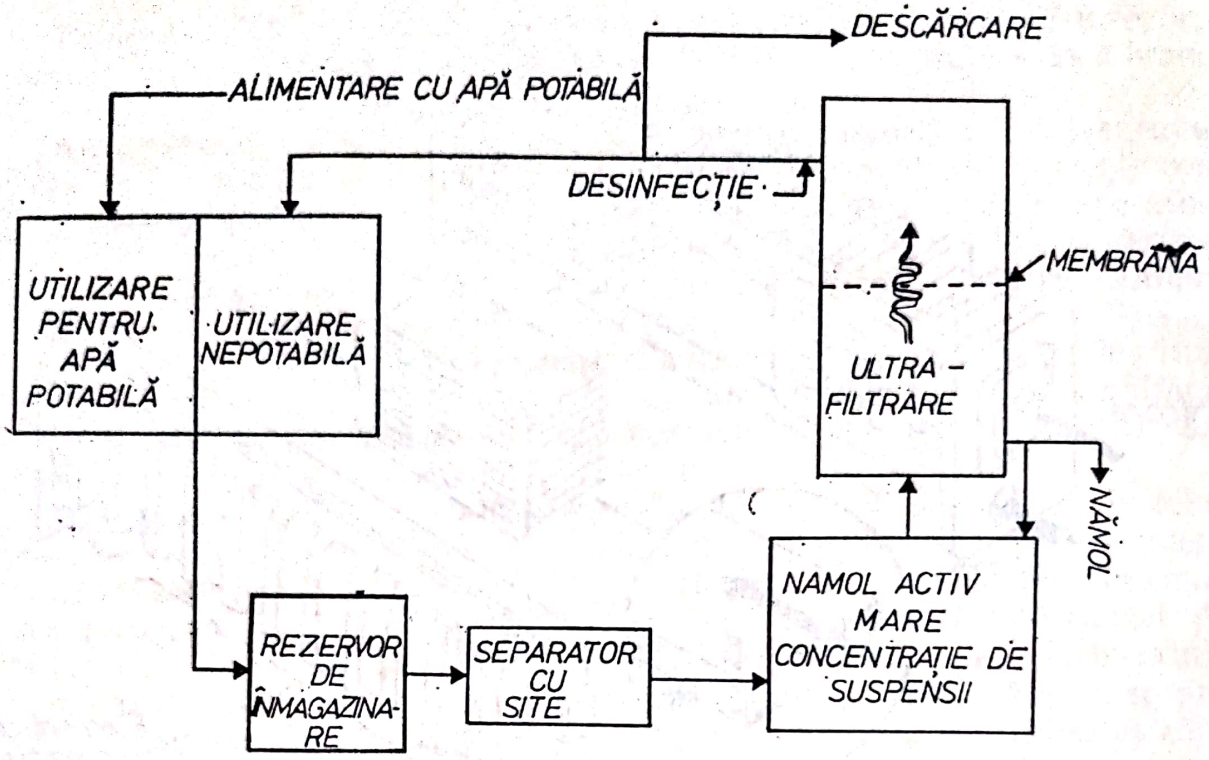



Fig. 6.49. **Schema folosirii ultrafiltrării într-un circuit de reutilizare.**

laţiei atunci cînd aceasta trebuie instalată într-un punct greu accesibil sau cu disponibilităţi reduse de spaţiu (de exemplu pe o navă sau pe vîrful unui munte).

## 6.4. FILTRE CU SCHIMBĂTORI DE IONI

### 6.4.1. GENERALITĂŢI

Fenomenul schimbului de ioni a fost observat şi relatat cu mult timp în urmă, însă fără o cunoaştere aprofundată a legilor chimice care guvernează procesul, sau a posibilităţilor practice de aplicare.

În anul 1890 fenomenul a fost semnalat şi investigat de englezii H.S. Thomson şi J.T.Way. Pe acea vreme au fost făcute următoarele **observaţii**:

1) *Ionii de* Ca *şi* Mg *pot fi înlăturaţi prin trecerea soluţiei prin anumite categorii de soluri.*
2) *O anumită categorie de ioni este mai uşor de îndepărtat.*
3) *Ionii se schimbă în cantităţi echivalente.*
4) *Proprietăţile de schimb ionic sînt distruse prin încălzirea materialului.*
5) *Schimbul de ioni nu se datoreşte absorbţiei fizice.*
6) *Schimbătorii de ioni pot fi produşi sintetic combinînd silicaţii solubili şi compuşii de aluminiu.*

Aceste observaţii au fost confirmate mai tîrziu; extinderea procedeului s-a datorit în special creării unor schimbători sintetici de ioni, îndeosebi compuşi de tip răşină.

Utilizarea schimbătorilor de ioni pentru condiţionarea apei s-a datorit unui chimist german Robert Gaus, care în anul 1905 a obţinut schimbători

de ioni minerali sintetizați topind argilă, nisip și carbonat de sodiu. Aceștia au fost numiți *„permutiți"* (din latinescul „permutio" — schimb reciproc). Mai tîrziu au căpătat denumirea de *„zeoliți"* (în greceşte — piatra care fierbe).

Pînă în anul 1938 schimbătorii de ioni erau folosiți numai la înlăturarea Ca și Mg și într-o mică măsură la înlăturarea altor ioni.

În prezent există o mare varietate de schimbători de ioni care sînt utilizați pe scară largă la condiționarea apei, precum și la alte procese din domeniul prelucrării suprafețelor metalice din industria chimică, alimentară etc.

În ceea ce privește tratarea apei, schimbătorii de ioni sînt folosiți în prezent la dedurizare, eliminarea bicarbonaților, deionizare, absorbția substanțelor organice.

Aceste procese sînt necesare pentru asigurarea următoarelor categorii de apă: apa de alimentare a cazanelor, apa tehnologică pentru industria chimică, textilă, a hîrtiei și a celulozei, apa ultrapură necesară la fabricarea unor piese electronice, la prepararea băuturilor etc.

### 6.4.2. SCHIMBĂTORI DE IONI

Schimbătorii de ioni sînt în esență polielectroliți macromoleculari care se compun dintr-o parte inactivă, suportul sau matricea, avînd compoziția unei rășini, pe care sînt grefate grupele active, schimbătoare de ioni.

**Clasificarea schimbătorilor de ioni:**

**Schimbători de ioni**

- *Schimbători de cationi (cationiți) conțin grupe acide*
  - **Cationiți puternic acizi, cu grupe $-SO_3H$**
  - **Cationiți slab acizi, cu grupe $-COOH$, $-OH$ și $-PO_3H_2$**
- *Schimbători de anioni (anioniți) conțin grupe bazice*
  - **Anioniți puternic bazici, cu grupe $-NR_3OH$**
  - **Anioniți slab bazici, cu grupe aminice $-NH_3OH$**

**Schimbătorii de ioni sînt caracterizați prin următorii indicatori** (tabelul 6.3):

1) *Caracter: puternici, medii sau slabi.*
2) *Forma particulelor: perle sau granule.*
3) *Granulație: diametrul minim și maxim.*
4) *Capacitate utilă de schimb, în val/m³, precizează cantitatea de ioni pe care o poate reține unitatea de volum de schimbător, pînă la epuizarea capacității de reținere a masei de schimbător.*
5) *Limitele de pH în care poate lucra.*
6) *Încărcarea specifică: $m^3/m^2 \cdot h$, respectiv viteza recomandată pentru trecerea apei prin schimbător.*
7) *Consumul regenerant, respectiv cantitatea de reactiv de regenerare necesară aducerii schimbătorului la forma ionică inițială.*
8) *Apa de spălare, vol/vol, necesară pentru eliminarea excesului de reactivi.*

Scanned with OKEN Scanner

*Tabelul 6.3.* **Principalele caracteristici ale schimbătorilor de ioni produşi în Republica Socialistă România**

| Nr. crt. | Denumirea | Caracterul | Capacitate utilă [val/m³] | Regenerant | Concentraţia soluţiei regenerant [%] | Viteza de afînare [m/h] | Apa de spălare [vol/vol] | Temperatura maximă [°C] | Granulaţia [mm] |
|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|
| 1 | Vionit CS 3 | Cationic puternic acid | 1 400—1 600<br>1 400—1 600 | 200—300 NaCl<br>100—150 HCl, $H_2SO_4$ | 5—12<br>4—8<br>1,5—4 | 10—15<br>10—15 | 3— 7<br>3— 7 | 120<br>120 | 0,3—1,2<br>0,3—1,2<br>0,3—1,2 |
| 2 | Vionit CC 1 | Cationit slab bazic acid | 1 200—1 700 | 75—125 HCl | 2—5 | 5—10 | 2— 5 | 100 | 0,3—1,2 |
| 3 | Vionit AS 1 | Anionit slab bazic | 500— 900 | 70—100 NaOH | 4 | 5—15 | 5—15 | 70 | 0,3—1,2 |
| 4 | Vionit AT 1 | Anionit puternic bazic tip I | 400— 700 | 100—120 NaOH | 4—5 | 5—15 | 8—10 | 60 | 0,3—1,2 |
| 5 | Vionit AT 2 | Anionit puternic bazic tip II | 500— 800 | 80—100 NaOH | 4 | 5—15 | 8—10 | 50 | 0,3—1,2 |

Scanned with OKEN Scanner

Pe plan mondial, gama schimbătorilor de ioni este foarte largă, iar folosirea lor este din ce în ce mai frecventă.

### 6.4.3. PROCEDEE DE TRATARE ALE APEI FOLOSIND SCHIMBĂTORI DE IONI

Tratarea apelor constituie domeniul cel mai important de utilizare a schimbătorilor de ioni.

Procedeul de tratare a apei se alege în funcție de condițiile de calitate a apei brute și de destinația apei de alimentare. Astfel, cazanele de presiune mai mică necesită o apă de alimentare parțial dedurizată, în timp ce la cele de presiune mare sau foarte mare apa de alimentare trebuie să fie de calitatea celei distilate.

6.4.3.1. **Dedurizarea prin cationiți.** Prin dedurizare cu cationiți puternic acizi în formă Na se schimbă ionii de calciu și magneziu din apă cu ionii cationitului.

Reacțiile decurg astfel:

$$2NaR + Ca^{++} \rightleftharpoons CaR_2 + 2Na^{+} \qquad (6.39)$$

$$2NaR + Mg^{++} \rightleftharpoons MgR_2 + 2Na^{+} \qquad (6.40)$$

în care prin R se înțelege complexul din masa cationică care joacă rolul de anion. Duritatea permanentă a apei tratate poate fi redusă pînă la 0,04—0,06 grade germane.

În timpul procesului de trecere a apei prin filtru are loc epuizarea masei cationice, proces care se desfășoară treptat conform figurii 6.50.

Refacerea capacității schimbătorului, după ce întreaga masă și-a epuizat capacitatea, se face cu o soluție regeneratoare de clorură de sodiu NaCl.

Reacțiile care au loc la regenerare corespund deplasării spre stînga a echilibrului din ecuațiile (6.39) și (6.40):

$$CaR_2 + 2Na^{+} \rightleftharpoons 2NaR + Ca^{++} \qquad (6.41)$$

$$MgR_2 + 2Na^{+} \rightleftharpoons 2NaR + Mg^{++} \qquad (6.42)$$

O altă posibilitate de reducere a durității prin mase cationice o constituie folosirea de cationi în forma H. Aceasta se bazează pe proprietatea cationului de hidrogen de a se schimba cu cationi de calciu și magneziu, astfel:

$$2HR + Ca^{++} \rightleftharpoons CaR_2 + 2H^{+} \qquad (6.43)$$

$$2HR + Mg^{++} \rightleftharpoons MgR_2 + 2H^{+} \qquad (6.44)$$

În acest caz, pe lîngă reducerea durității are loc și micșorarea conținutului de săruri.

Inconvenientul acestei metode constă în aciditatea ridicată a apei, care necesită neutralizare.

Regenerarea se face prin trecerea unei soluții de acizi minerali prin masa cationică.

Scanned with OKEN Scanner

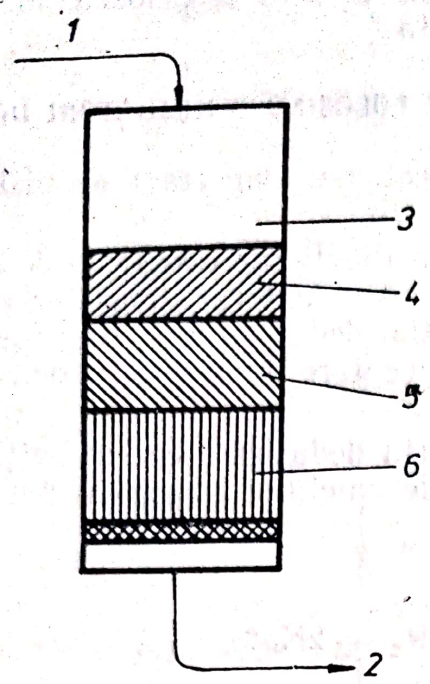
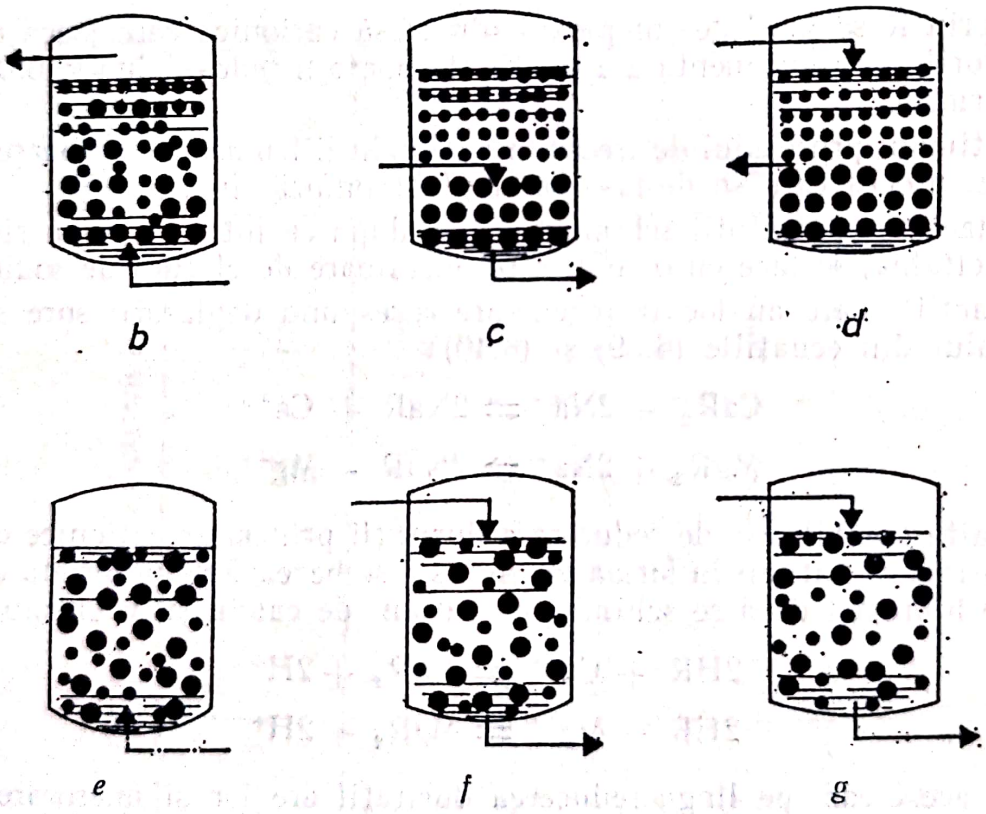



Fig. 6.50. **Schema epuizării în strate a capacității schimbătorului de ioni:**

*a* — schema epuizării în strate a capacității schimbătorului de ioni; *b* — *g* — principalele faze ale funcționării unui filtru cu schimbători de ioni; *b* — spălare pentru afuiere; *c* — injectare cu acid; *d* — clătire cu acid; *e* — injectoare cu sodă și clătire cu sodă; *f* — clătire finală; *g* — exploatare normală; *1* — influent; *2* — efluent; *3* — filtrul cu masă cationică; *4* — stratul cu schimbătorii epuizați; *5* — zonă de reducere a durității; *6* — stratul care încă nu a început să lucreze.




6.4.3.2. **Dedurizare și decarbonatare prin mase cationice combinate.** Tratarea combinată cu mase cationice în formele de H și Na conduce atît la reducerea durității, cît și, simultan, la reducerea alcalinității apei.

**Există trei variante de aplicare a acestui procedeu:** ● *cu filtrele așezate în paralel*; ● *cu filtrele așezate în serie*; ● *cu filtrul mixt.*

Scanned with OKEN Scanner

La filtrele așezate în paralel (fig. 6.51) apa se împarte în două fluxuri: unul trece prin filtrul cu H — cationit, celălalt prin filtrul cu Na — cationit. Prin amestecare, în raport optim a efluentului acid din filtrul H cu efluentul alcalin din filtrul Na se obține în final o apă dedurizată și neutră.

În cazul filtrelor așezate în serie, apa se trece printr-un filtru cu cationit slab acid H, care reduce duritatea temporară, iar apoi printr-un filtru cu cationit Na în care se reduce și duritatea permanentă (fig. 6.52).

Acest procedeu are avantaje față de primul, mai ales din punct de vedere economic.

În a treia variantă se introduce într-un singur filtru un amestec într-un anumit raport între cele două tipuri de schimbători de ioni.

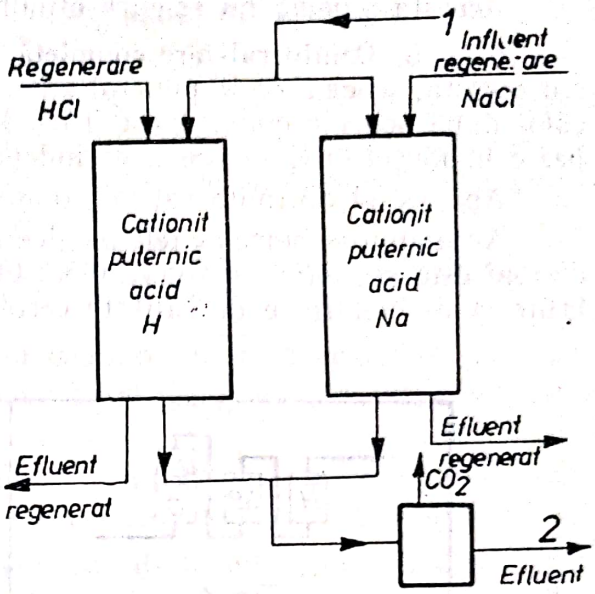



Fig. 6.51. **Așezarea filtrelor în paralel.**

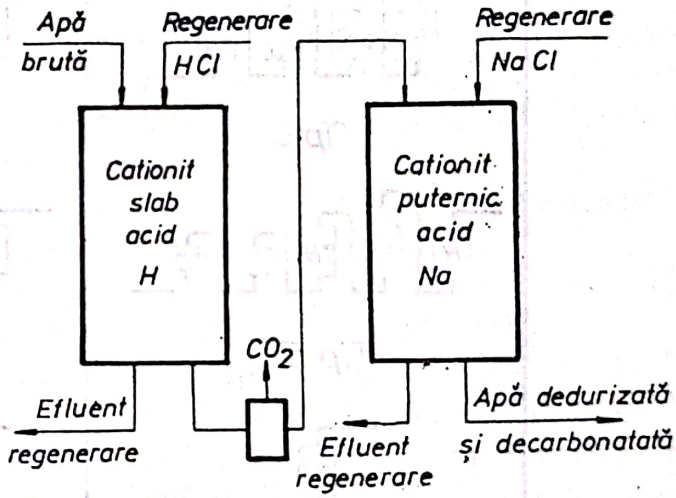



Fig. 6.52. **Așezarea filtrelor în serie.**

6.4.3.3. **Dedurizare și decarbonatare prin cationit și anionit.** În acest caz de tratare se folosesc **două filtre așezate în serie,** a căror încărcătură corespunde următoarei **scheme:**

1) *Primul filtru are ca schimbător un cationit puternic acid în forma* Na.

2) *Al doilea filtru are ca schimbător un anionit puternic bazic în forma* Cl.

Avantajul acestui procedeu constă în evitarea manipulării acizilor și a prezenței acestora în instalație.

6.4.3.4. **Demineralizare**

**În acest scop se utilizează:**

1) *Un filtru cu un schimbător puternic acid în formă* H, *care reține toți cationii.*

2) *Un al doilea filtru cu un schimbător anionic slab bazic în formă* OH, *care neutralizează aciditatea formată.*

3) *Un bazin sau o coloană de degazare, pentru eliminarea bioxidului de carbon.*

Această schemă nu asigură eliminarea silicei.

6.4.3.5. **Demineralizare completă.** În acest caz se reține și silicea. Pentru aceasta, schema de la punctul anterior se completează cu un filtru, intercalat după primele două. Acest filtru are ca încărcătură un anionit puternic bazic în formă OH, în acest fel îndepărtîndu-se și silicea.

Apa astfel obținută este de o înaltă puritate.

Ansamblul schemelor tehnologice de tratare a apei folosind schimbători de ioni este prezentat în figura 6.53. Cele 9 scheme depind de calitatea apei brute și de condițiile de calitate cerute de consumator.

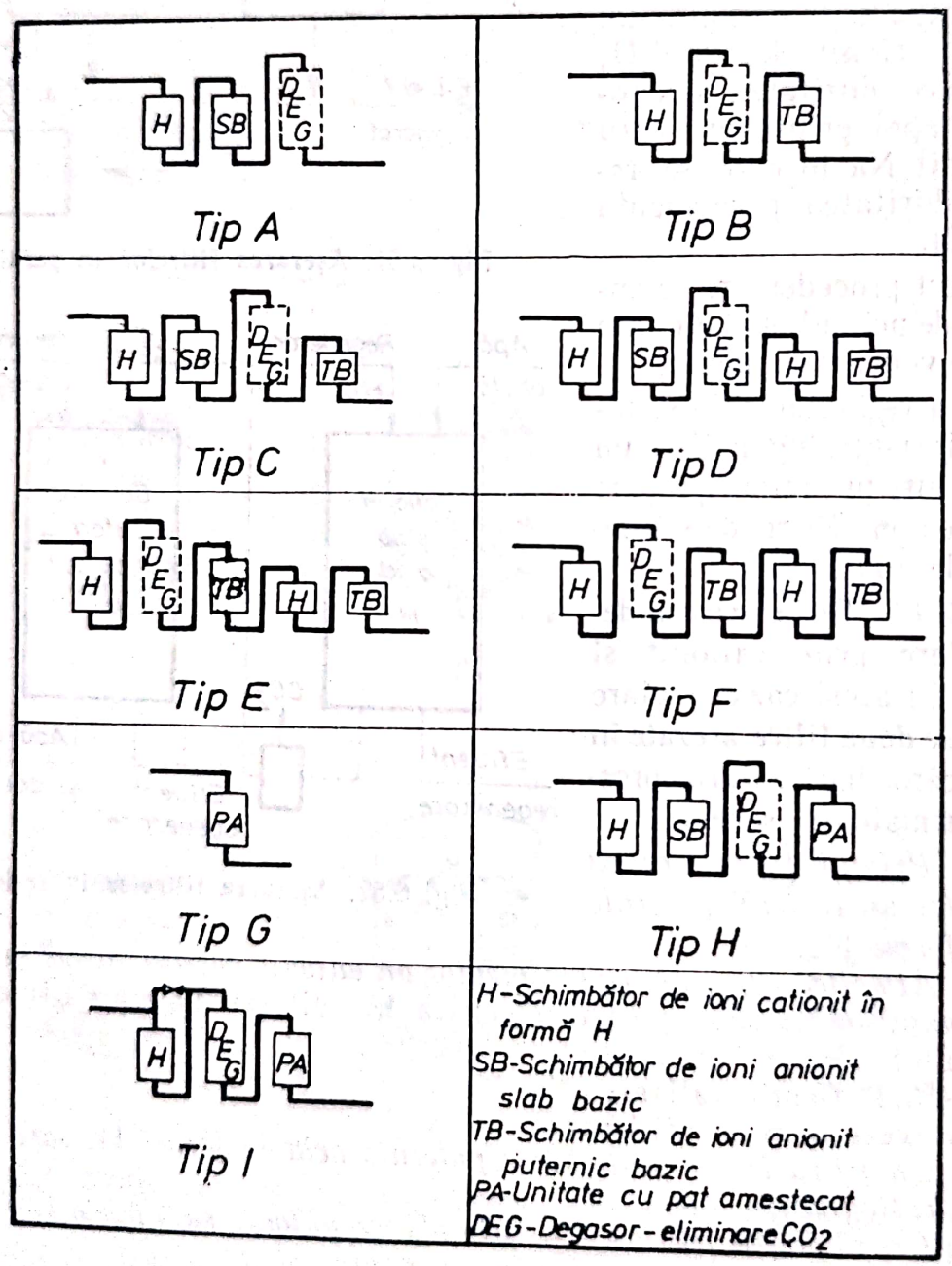



**Fig. 6.53. Scheme tehnologice de tratare a apei cu utilizarea schimbătorilor de ioni.**

### 6.4.4. DESCRIEREA FILTRELOR CU SCHIMBĂTORI DE IONI

Filtrele cu schimbători de ioni pot fi de tip gravitațional sau sub presiune. Filtrele gravitaționale sînt realizate din rezervoare dreptunghiulare de beton sau oțel și se aseamănă din multe puncte de vedere cu filtrele gravitaționale de nisip folosite la limpezire.

În mod similar și filtrele sub presiune cu schimbători de ioni se aseamănă cu filtrele sub presiune cu nisip.

Deoarece filtrele sub presiune au căpătat o largă utilizare în cazul tratărilor speciale ale apei, în continuare se vor prezenta unele elemente constructive ale acestor categorii de filtre.

**Avantajele folosirii filtrelor sub presiune sînt**: ● *dimensiuni mici*; ● *posibilitatea de a lucra cu presiuni mari*; ● *înălțime redusă a halei.*

În esență, **un filtru sub presiune constă dintr-un recipient metalic** (vertical sau orizontal în funcție de tipul filtrului), prevăzut cu toate **elementele necesare derulării operațiilor de bază**: ● *conducte de alimentare cu apă brută și evacuare a apei tratate*; ● *conducte de alimentare și evacuare a soluției de regenerare*; ● *conducte de alimentare și evacuare a apei de spălare*; ● *sistem de drenaj*; ● *sisteme de distribuție și colectare a apei pentru a asigura o repartiție uniformă în toată secțiunea de lucru a filtrului*; ● *strat suport de pietriș sau placă poroasă*; ● *capace de vizitare.*

Astfel de instalații au fost tipizate în toate țările. Și în țara noastră astfel de cazane au fost tipizate pe anumite capacități de tratare.

În figura 6.54 se dă exemplu de astfel de recipienți tipizați în industria chimică din U.R.S.S., iar în tabelul 6.4 dimensiunile caracteristice.

Filtrele verticale au diametrul cuprins între 1,00 și 3,00 m și lucrează la o presiune de 4—6 at. Înălțimea stratului masei cationice este în general de 1,50—2,00 m, dar poate ajunge și la 3,00—4,00 m, în cazul unor schimbători organici cu granule mari. Cînd înălțimea stratului este mai mare se reduce numărul de filtre necesar, precum și consumul de reactivi de regenerare.

Filtrele orizontale au lungimi de 8,00—10,00 m și diametre de maximum 3,00 m, iar în cazul eliminării stratului de pietriș la 1,50 m.

La ambele tipuri de filtre se face o protecție anticorosivă interioară (prin cauciucare sau acoperire cu lac de policlorvinil) în cazul maselor cationice H.

Toate categoriile de filtre trebuie să fie prevăzute cu aparatură de comandă și control, care mai ales în cazul bateriilor de filtre sub presiune se pretează automatizării.

Scanned with OKEN Scanner

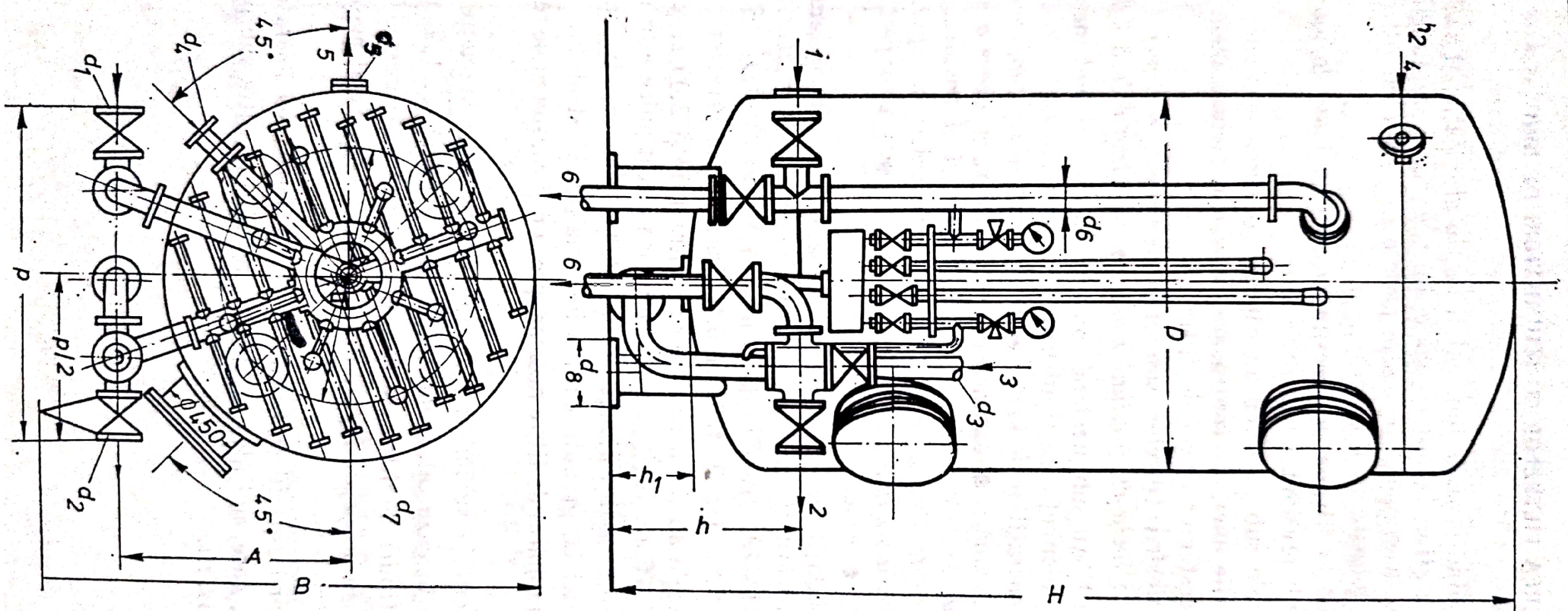



Fig. 6.54. **Schema unui filtru vertical sub presiune cu cationiți:**

*1* — intrarea apei de tratat; *2* — ieșire apă tratată; *3* — intrarea apei pentru afînare; *4* — intrare soluție de regenerare; *5* — ștuț pentru descărcarea hidraulică a schimbătorului *6* — evacuare.

*Tabelul 6.4* **Dimensiunile caracteristice ale filtrului cu schimbători de ioni**

| Instalația | U.M. | Diametrul normal $D$ [mm] | | | | |
|---|---|---|---|---|---|---|
| | | 1 030 | 1 525 | 2 000 | 2 500 | 3 040 |
| Suprafața filtrului | [m²] | 0,83 | 1,80 | 3,10 | 4,90 | 7,05 |
| Înălțimea stratului de cationi | [mm] | 2 200; 3 400 | | 2 800; 4 000 | | |
| Dimensiuni | [mm] | | | | | |
| $H$ | | 3 510; 5 010 | 3 870; 5 370 | 4 750; 6 250 | 4 980; 6 480 | 5 050; 6 550 |
| $h$ | | 800 | 800 | 1 000 | 800 | 1 300 |
| $h_1$ | | 280 | 350 | 430 | 520 | 520 |
| $h_2$ | | 2 910-4 410 | 3 200-4 700 | 3 760-5 260 | 4 270-5 750 | 4 200-5 700 |
| $B$ | | 1 550 | 2 300 | 2 900 | 3 500 | 4 100 |
| $A$ | | 700 | 990 | 1 240 | 1 440 | 1 800 |
| $P$ | | 1 100 | 1 500 | 1 800 | 2 100 | 2 300 |
| $d_1$ | | 50 | 100 | 125 | 150 | 150 |
| $d_2$ | | 50 | 100 | 125 | 150 | 150 |
| $d_3$ | | 50 | 100 | 125 | 150 | 150 |
| $d_4$ | | 32 | 50 | 50 | 80 | 80 |
| $d_5$ | | 80 | 80 | 80 | 80 | 80 |
| $d_6$ | | 50 | 100 | 125 | 150 | 150 |
| $d_7$ | | 720 | 1 000 | 1 400 | 1 600 | 2 000 |
| $d_8$ | | 250 | 300 | 350 | 500 | 500 |
| Piloni de sprijin | [buc.] | 3 | 3 | 4 | 4 | 4 |
| Greutatea filtrului | | | | | | |
| Na | [kg] | 1 250; 1 580 | 2 180;2 740 | 4 120;4 900 | 5 380;6 990 | 7 990;9 510 |
| H | | 1 250; 1 580 | 2 170;2 680 | 4 090;4 880 | 5 825;7 060 | 8 120;9 580 |
| Sarcina totală | [$mH_2O$] | 4,40;6,20 | 9,40;13,20 | 19,20;25,50 | 35,60;40,00 | 43,80;58,00 |

### 6.4.5. EXPLOATAREA FILTRELOR CU SCHIMBĂTORI DE IONI

Operațiile principale în cadrul ciclului complet de exploatare a filtrelor cu schimbători de ioni sînt: afînarea, regenerarea, spălarea, faza activă.

6.4.5.1. **Afînarea.** Această operație cu care începe ciclul de funcționare al unui filtru cu schimbători de ioni se face pentru a împiedica cimentarea masei cationice și pentru a îndepărta eventualele impurități acumulate din apă sau din uzura materialului, precum și bulele de aer.

Scanned with OKEN Scanner

Afînarea se execută cu apă de spălare. Intensitatea contracurentului de apă depinde de natura și granulația masei cationice.

În majoritatea cazurilor, aceasta este de $\approx$ 3—5 l/s · m². Durata acestui proces este de 15 min; ca indicator al terminării operației se utilizează limpiditatea efluentului. Uneori durata operației de afînare poate ajunge și la două ore.

În timpul spălării, masa cationică suferă un proces de expandare, fapt ce presupune existența unui spațiu disponibil deasupra. De aceea în practică o coloană de filtru se încarcă aproximativ numai pe jumătate cu schimbători de ioni.

6.4.5.2. **Regenerarea.** Imediat după oprirea operației de afînare se introduce soluția regeneratoare de sus în jos, schimbătorii de ioni fiind aduși în starea lor activă (în formă ionică inițială). Viteza curentului cu care trece soluția regeneratoare prin filtru se face astfel ca în 30 min să treacă toată cantitatea de regenerant (3,00—4,00 m/h).

Drept soluție de regenerare pentru un cationit în formă Na servește o soluție de NaCl (10%), pentru un cationit în forma H o soluție de HCl (5—8%); se mai poate folosi $H_2SO_4$ cu o concentrație de 1,5% la început, apoi 4%. Pentru anioniți se folosește în general o soluție diluată de NaOH (2—4%).

Consumul de sare este în funcție de tipul de filtru și de calitatea apei brute. Astfel din datele existente, la filtrele din prima treaptă consumurile specifice de sare sînt de 35—40 g la 1 t-grad de săruri absorbite.

— 1 t-grad corespunde la duritatea prezentă într-o tonă (m³) de apă cu duritatea de 1 grad german; deci 1 t-grad este echivalentă cu 1 000 grade duritate, respectiv cu 10 g la CaO sau 0,28 echivalenți.

La filtrele din a doua treaptă sînt necesare consumuri specifice de 80—120 g/t-grad.

Soluțiile de acid se trec cu viteză mai mare, $\approx$ 9,00—10,00 m/h, pentru a nu apare pericolul depunerii de precipitate pe granulele de masă cationică. Consumurile de acid sînt de circa 25—40 g/t-grad.

6.4.5.3. **Spălarea.** Înaintea punerii în funcțiune trebuie ca masa cationică să fie spălată de agentul de regenerare și de produsele regenerării rămase. Spălarea se face cu apă limpede, prin contracurent.

Cantitatea de apă este de 3—5 l apă la 1 litru de schimbător, în cazul cationiților și 6—10 l apă la 1 litru de schimbător, în cazul anioniților.

Calitatea apei de spălare trebuie să fie astfel încît să nu reducă capacitatea de lucru a schimbătorului.

6.4.5.4. **Faza activă.** Această fază constituie de fapt scopul pentru care s-a realizat instalația. Ionii care se găsesc în soluție sînt preluați de schimbătorul de ioni, în locul lor cedîndu-se alți ioni.

Viteza de filtrare se poate lua în limitele 5,00—20,00 m/h, în funcție de tipul filtrului și poziția lui în schema de demineralizare. În calcule se poate conta pe o încărcare de 10,00 m³ apă la 1 m³ de schimbător și oră.

În condițiile exploatării, controlul funcționării filtrului se face prin luarea periodică a probelor de apă din efluent și determinarea durității totale

Scanned with OKEN Scanner

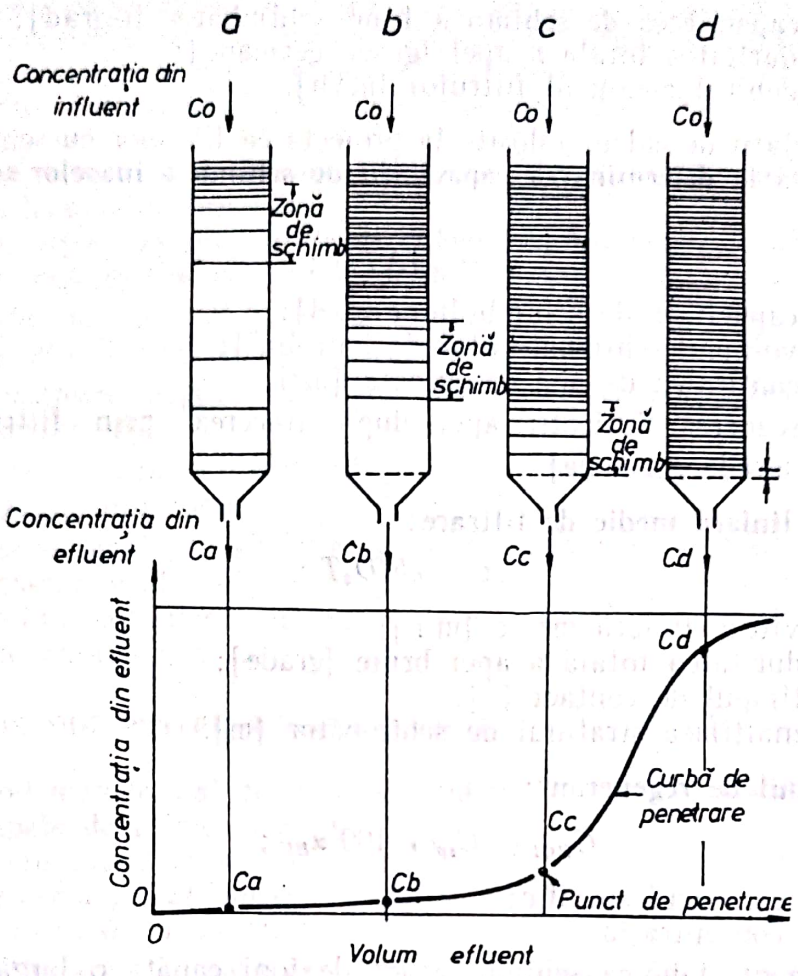



Fig. 6.55A. **Curbă de penetrare.**

sau a altor ioni. Momentul creșterii bruște în efluent a concentrației ionilor care trebuie să fie reținuți, pune în evidență necesitatea trecerii filtrului la regenerare.

Dimensionarea instalației se face astfel încît durata fazei active să fie de minimum 6—8 h.

Evoluția procesului este prezentată în figura 6.55A.

### 6.4.6. CALCULUL FILTRELOR CU SCHIMBĂTORI DE IONI

**Corelarea principalilor parametri ai filtrelor cu schimbători de ioni:**

$$T = \frac{0{,}095\,\pi\,D^2\,h\,e_c}{4\,Q\,H} \quad [\text{h}]; \tag{6.45}$$

$T$ = timpul între două regenerări [h];
$D$ = diametrul filtrului [m];
$h$ = înălțimea stratului de masă activă [m];

$e_c$ = capacitatea de schimb a 1 m³ schimbător [t-grad];
$H$ = duritatea totală a apei [grade germane];
$Q$ = debitul mediu al filtrului [m³/h].

Alte relații de calcul folosite la proiectarea filtrelor cu schimbători de ioni se referă la **determinarea capacității de schimb a maselor schimbătoare de ioni:**

$$e = M\Delta T/V; \tag{6,46}$$

$e$ = capacitate de schimb [tone-grad];
$V$ = volumul schimbătorului de ioni [m³];
$M$ = cantitatea de apă deionizată [m³];
$\Delta T$ = scăderea durității apei după trecerea prin filtrul cationic [grade germane].

**Viteza liniară medie de filtrare:**

$$v = eh/D_t T_t; \tag{6.47}$$

$v$ = viteza liniară medie [m/h];
$D_t$ = duritatea totală a apei brute [grade];
$T_t$ = timpul de contact [h];
$h$ = înălțimea stratului de schimbător [m].

**Consumul de regenerant:**

$$C_{HCl} = C_{sp}eV/100\ \alpha_{HCl}; \tag{6.48}$$

$C_{sp}$ = consumul specific;
$\alpha_{HCl}$ = concentrația.

În prezent, tehnica schimbătorilor de ioni capătă o largă extindere, atît prin numărul mare de tipuri de schimbători ce se realizează mereu, cît și prin tehnicile de tratare a apei care folosesc această metodă.

Numeroasele avantaje ale folosirii schimbătorilor de ioni pentru obținerea unei ape de calitate impun din ce în ce mai mult utilizarea acestei metode de tratare a apei în tehnica alimentărilor cu apă potabilă și industrială.

## 6.5. FILTRE PENTRU DEFERIZAREA ȘI DEMANGANIZAREA APEI

Se consideră util a trata separat acest tip de instalație, cu toate că deosebirile față de filtrele destinate limpezirii sînt mai puțin importante. Deosebirile constau în special în ansamblul schemei tehnologice de tratare.

### 6.5.1. GENERALITĂȚI

Prezența fierului și manganului în sursele de apă se datorește unor factori naturali. Aceste elemente sînt prezente în apele subterane, precum și în cele de suprafață (rîuri, lacuri).

Scanned with OKEN Scanner

Fierul se găseşte în apă sub formă de compuşi minerali, în care este bivalent sau trivalent, sau combinat cu substanţe organice, cum sînt acizii humici, unii acizi graşi sau alţi compuşi organici.

Manganul se poate găsi sub formă de compuşi minerali bivalenţi, trivalenţi şi tetravalenţi.

**Prezenţa fierului şi manganului în sursele de apă sau în apele de alimentare produce fenomene neplăcute:**

1) *Dau naştere la precipitate de culoare galben maronie care se fixează pe suprafaţa materialelor aflate în contact cu apa.*

2) *Conduc la creşterea unor microorganisme filamentoase în sistemul de distribuţie cu efect de reducere a capacităţii de transport.*

3) *Influenţează negativ calitatea unor produse industriale (industriile textilă, alimentară etc.).*

4) *La concentraţii mai mari, de ordinul cîtorva mg/dm³ dau gust şi miros neplăcut (metalic) apei potabile.*

În general, apele de adîncime necesită mult mai frecvent îndepărtarea fierului şi manganului decît apele de suprafaţă. În apele de suprafaţă problema apare în cazul unor lacuri de acumulare adînci folosite ca sursă de alimentare cînd captarea se face din hypolimnion.

### 6.5.2. METODE PENTRU ÎNDEPĂRTAREA FIERULUI ŞI MANGANULUI DIN APĂ

**Cele trei metode mai des folosite pentru îndepărtarea fierului şi manganului din apele de alimentare sînt:**

1) *Precipitarea, urmată de filtrare.*
2) *Reţinerea pe schimbători de ioni.*
3) *Stabilizarea cu agenţi de dispersie.*

a. **Precipitarea, urmată de filtrare.** Precipitarea şi filtrarea pentru îndepărtarea fierului sau manganului se pot realiza prin una din variantele din figura 6.55 B.

**Cea mai comună schemă tehnologică** constă din: *tratare cu var-aerare-clorinare-sedimentare-filtrare-clorinare.*

Clorul se adaugă după aerare pentru a completa oxidarea. Adaosul de var serveşte la ridicarea *p*H-ului apei la o valoare variabilă pentru o oxidare rapidă prin aerare.

În cazul apelor conţinînd mai mult mangan se poate folosi **cea de a doua schemă tehnologică** din figura 6.55B în care se remarcă treptele: *oxidare cu permanganat-sedimentare-filtrare-clorinare.* În acest caz se poate folosi clor sau bioxid de clor în locul permanganatului de potasiu deoarece este mult mai dificil de oxidat. Permanganatul de potasiu oxidează rapid manganul bivalent la bioxid de mangan într-un domeniu larg de *p*H. Folosirea clorului este adesea preferată pentru că este mai ieftin decît permanganatul sau bioxidul de clor.

În cazul **celei de a treia scheme** *oxidarea fierului şi manganului se face după adăugarea de magnezită calcinată.* Magnezita şi pămîntul de diatomee se adaugă într-un bazin de amestec cu un timp de contact de 5—10 min, apoi amestecul este filtrat prin filtre cu pămînt de diatomee. Nu poate să apară

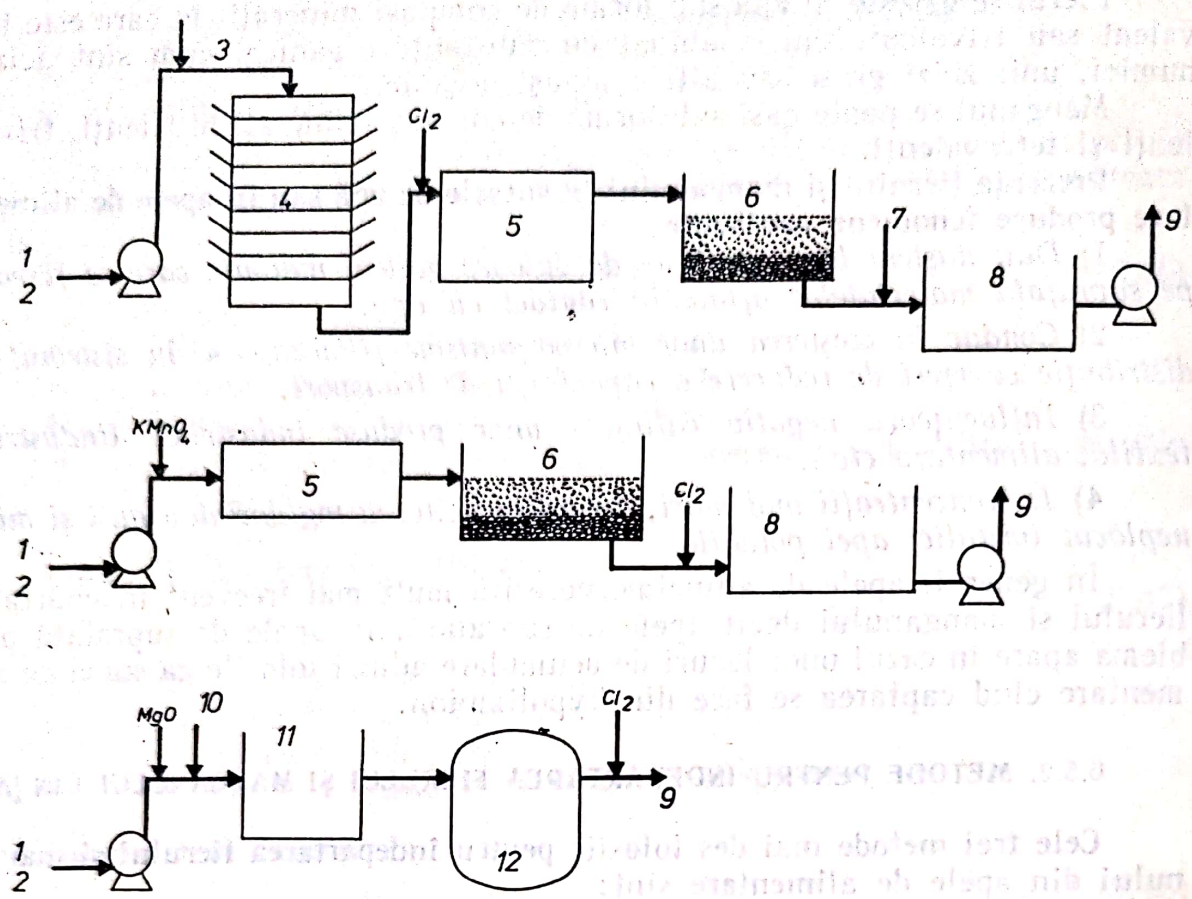



Fig. 6.55. B **Variante de precipitare şi filtrare pentru reţinerea fierului şi manganului:**
— pompă; *2* — apă brută; *3* — var; *4* — aerator; *5* — bazin de sedimentare; *6* — filtru; *7* — clor; — rezervor de apă curată; *9* — spre consumator; *10* — pămînt de diatomee; *11* — amestec rapid (5 — 10 min); *12* — filtru cu pămînt de diatomee.

ici un fel de precipitare sau dezvoltare de bacterii pentru că în acest proces mediul filtrant este aruncat la sfîrşitul fiecărui ciclu.

b. **Reţinerea pe schimbători de ioni.** Răşinile schimbătoare de ioni pot fi eficiente în reţinerea fierului sau manganului în cazul lipsei oxigenului dizolvat cînd concentraţia acestora este mai mică decît 0,5 mg/l. La o concentraţie ridicată, hidroxizii metalici precipitaţi pot provoca colmatarea răşinilor şi deci inactivarea lor.

Datorită acestor probleme nu se poate folosi metoda cu schimbători de ioni în forma sa uzuală.

**Sînt necesare două adaptări:**

*Una din modificări constă în utilizarea procesului de regenerare intermitentă.* În procesul de regenerare intermitentă (fig. 6.56) apa trece prin stratul de zeolit tratat cu mangan, iar fierul şi manganul sînt eliminate conform ecuaţiilor:

$$Na_2Z + Mn^{++} \rightarrow MnZ + 2Na^+ \qquad (6.49)$$

*Formarea peliculei de* $MnO_2$:

$$MnZ + KMnO_4 \rightarrow MnO_2 + K^+ \qquad (6.50)$$

*Oxidarea* $Fe^{++}$ și Mn:

$$MnO_2Z + Fe^{++}(Mn^{++}) \rightarrow Mn_2O_3Z + Fe^{+++}\ (Mn^{+++})\ (Mn^{4+}) \qquad (6.51)$$

*Refacerea peliculei de* $MnO_2$:

$$Mn_2O_3Z + KMnO_4 \rightarrow MnO_2Z \qquad (6.52)$$

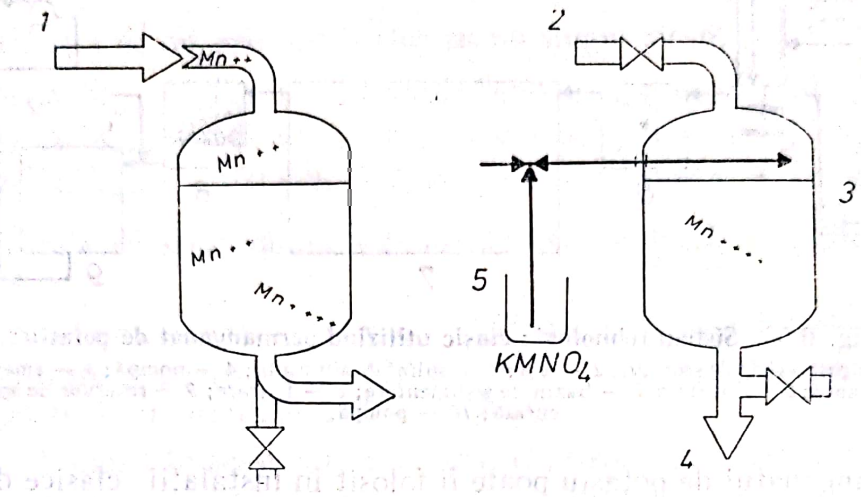



Fig. 6.56. **Regenerarea intermitentă a nisipului de mangan:**
*1* — funcționare; *2* — regenerare; *3* — intrare; *4* — spre canal; *5* — rezervor de $KMnO_4$.

Principalul dezavantaj al acestei metode constă în marea cantitate de permanganat de potasiu necesară pentru regenerare și volumul mare de apă necesar pentru eliminarea excesului de permanganat din zeolitul regenerat.

*O altă variantă de tratare constă dintr-un proces continuu de adăugare de permanganat de potasiu într-un influent al unui filtru conținînd antracit și schimbător.* Chimismul reacțiilor este similar cu cele din ecuațiile (6.49). Permanganatul în soluție oxidează mult mai eficient fierul și manganul decît schimbătorii. Schimbătorii servesc ca o rezervă de oxidant și ca filtru. Trebuie controlată cu atenție doza de permanganat. Antracitul duce la o creștere a ciclului filtrant prin reținerea precipitatelor formate (fig. 6.57).

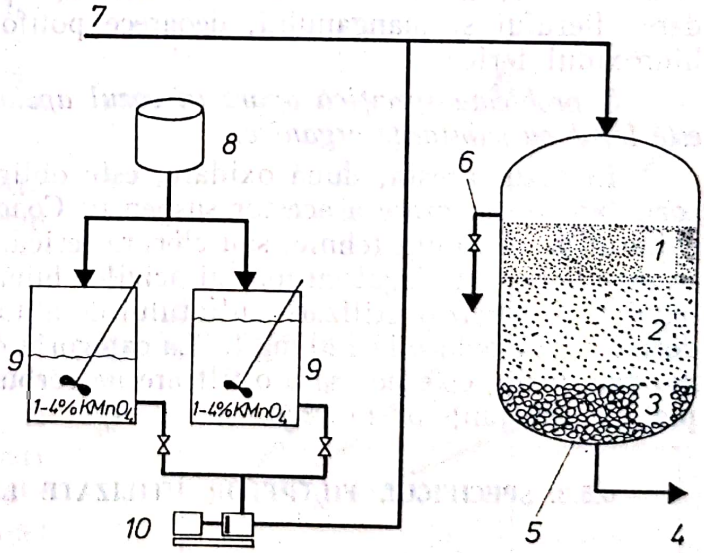



Fig. 6.57. **Schema procesului utilizînd o alimentare continuă cu $KMnO_4$ (soluție) și filtru sub presiune:**
*1* — antracit; *2* — „nisip negru"; *3* — pietriș; *4* — apă filtrată; *5* — filtru sub presiune; *6* — evacuare; *7* — apă brută; *8* — rezervor; *9* — rezervor cu soluție 1 — 4%; *10* — pompă dozatoare.

Scanned with OKEN Scanner

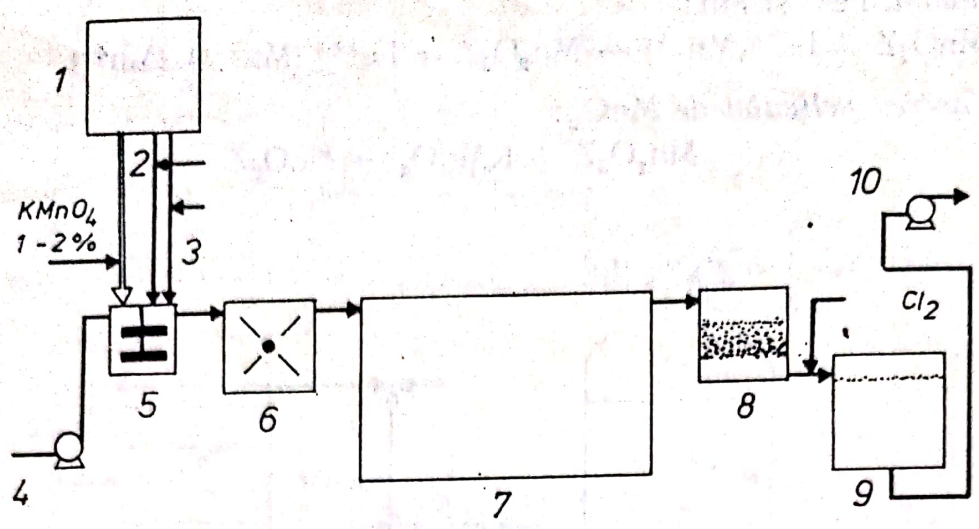



Fig. 6.58. **Sistem tehnologic clasic utilizînd permanganat de potasiu:**
*1* — gospodăria de reactivi; *2* — var; *3* — sulfat de aluminiu; *4* — pompă; *5* — amestec rapid; *6* —floculare *7* — bazin de sedimentare; *8* — filtrare; *9* — rezervor de apă curată; *10* — pompă.

Permanganatul de potasiu poate fi folosit în instalaţii clasice de oxidare a fierului şi manganului ca în figura 6.58.

c. **Stabilizarea cu agenţi de dispersie.** Un astfel de stabilizator poate fi sodiul hexametafosfatic. Acesta se poate utiliza la stabilizarea fierului şi manganului cînd concentraţia ambilor nu depăşeşte 1 mg/l. Aproximativ 5 mg/l $(NaPO_3)_6$ este necesar pentru 1 mg Fe + Mn.

Cînd apa este încălzită polifosfaţii trec în ortofosfaţi şi nu mai are loc dispersia fierului şi manganului. Polifosfaţii pot fi adăugaţi înainte de oxidarea fierului şi manganului, deoarece polifosfaţii nu stabilizează eficient hidroxidul feric.

*O problemă specifică apare în cazul apelor în care fierul sau manganul este legat cu substanţe organice.*

În cazul acesta, după oxidare, este obligatorie introducerea treptei de coagulare-sedimentare a acestor suspensii. Coagulantul utilizat este de obicei sulfatul de aluminiu tehnic, sau clorura ferică. Dozele de coagulant, în cazul în care fierul este legat cu ioni ai acizilor humici, sînt foarte mari (200—220 mg/dm³ — în cazul utilizării sulfatului de aluminiu); cu o oxidare prealabilă dozele se pot reduce la 120 mg/l. La categoria de ape menţionată, după filtrarea prin nisip, este necesară o filtrare pe cărbune activ pentru reţinerea completă a substanţelor humice.

### 6.5.3. SPECIFICUL FILTRELOR UTILIZATE LA DEFERIZAREA ŞI DEMANGANIZAREA APEI

Nu există diferenţe apreciabile între filtrele folosite la limpezirea apei şi cele utilizate la deferizare şi demanganizare. Viteza de filtrare se ia între 5,00 şi 10,00 m/h (viteze mai mari se aleg pentru ape cu un conţinut mai mic de fier).

Grosimea stratului de nisip în filtrele destinate îndepărtării fierului și manganului se alege din graficul din figura 6.59.

În orice caz el este mai mare decît la filtrele obișnuite, ajungînd la 1,00—1,50 m pentru nisip de 0,7—1,2 mm. Cînd este necesară și îndepărtarea manganului grosimea stratului nu scade sub 1,50 m.

**Capacitatea de reținere a filtrelor cu un singur strat:**

*Nisip* cu $d_{med}$ = 0,50 mm — capacitate de reținere = 1,5 kg/m²
*Nisip* cu $d_{med}$ = 0,15 mm — capacitate de reținere = 2,0 kg/m²
*Nisip* cu $d_{med}$ = 1,00 mm — capacitate de reținere = 5,0 kg/m²

La filtrele cu strat dublu — nisip cuarțos și antracit — capacitatea este de 2 kg/m².

În cazul în care pentru procesul de filtrare se folosesc filtrele de contact, viteza de filtrare se poate lua de 10,00 — 15,00 m/h, iar grosimea stratului de nisip poate fi în limitele 2,00 — 2,50 m.

Nisipul folosit în acest caz, așa numitul „*nisip-negru*“ este un nisip cuarțos obișnuit acoperit cu oxizi de mangan. El se formează prin spălări succesive ale nisipului cu soluție de 15% clorură de mangan și soluție 0,5—1% de permanganat de potasiu. În locul „*nisipului negru*“ se poate folosi piroluzită (bioxid de mangan natural) sub formă de granule.

Spălarea filtrelor obișnuite folosite la deferizare sau demanganizare se face la fel ca la filtrele pentru limpezire, cu necesitatea prevederii în unele cazuri și a unei spălări de suprafață.

O altă categorie de filtre destinate acestor tratări speciale sînt *filtrele la care se aplică principiul biochimic de îndepărtare a manganului din apă*. Aceste filtre constau din instalații sub presiune, încărcate cu un strat de 1,50 m nisip cu granule mari (3 mm) însămînțat cu o cantitate mică de bacterii care consumă mangan. La o viteză de filtrare de pînă la 30,00 m/h aceste filtre elimină complet manganul din apă.

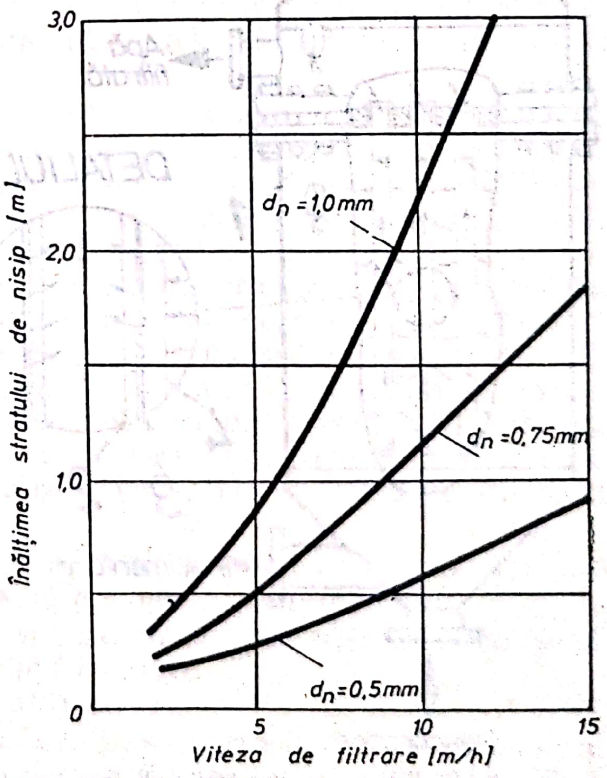



**Fig. 6.59. Diagramă de determinare a înălțimii stratului filtrant.**

## 6.6. FILTRE CU PRESTRAT

În cazul în care este necesar a se reține prin tratare și particule sub 1 μ, se utilizează filtre pe suport cu prestrat, care pot funcționa fără blocarea ireversibilă a elementului filtrant.

Filtrele cu prestrat se utilizează de mulți ani la filtrarea apelor în industrie. Aplicarea lor la filtrarea apelor potabile a fost dezvoltată în timpul celui de-al doilea război mondial, la instalațiile portabile, datorită capacității de reținere a chiștilor de *Entamoeba histolytica*, care produc dizenteria, chiști care nu sînt reținuți de filtrele cu nisip.

Un filtru cu prestrat (fig. 6.60) este format dintr-un suport rigid pe care se dispune în strat materialul filtrant, ce este introdus în instalație la începutul fiecărui ciclu de funcționare. Suportul acționează ca un ecran permeabil pe care se așază un prestrat poros din pămînt de diatomită, perlit expandat, fibre de celuloză, cărbune, fibre de azbest sau rășini schimbătoare de ioni în pudră.

După colmatare, acest prestrat este evacuat în cursul spălării. Textura stratului filtrant este formată dintr-o multitudine de canale de un diametru foarte mic, ceea ce permite în general, obținerea unei ape filtrate cu o turbiditate redusă.

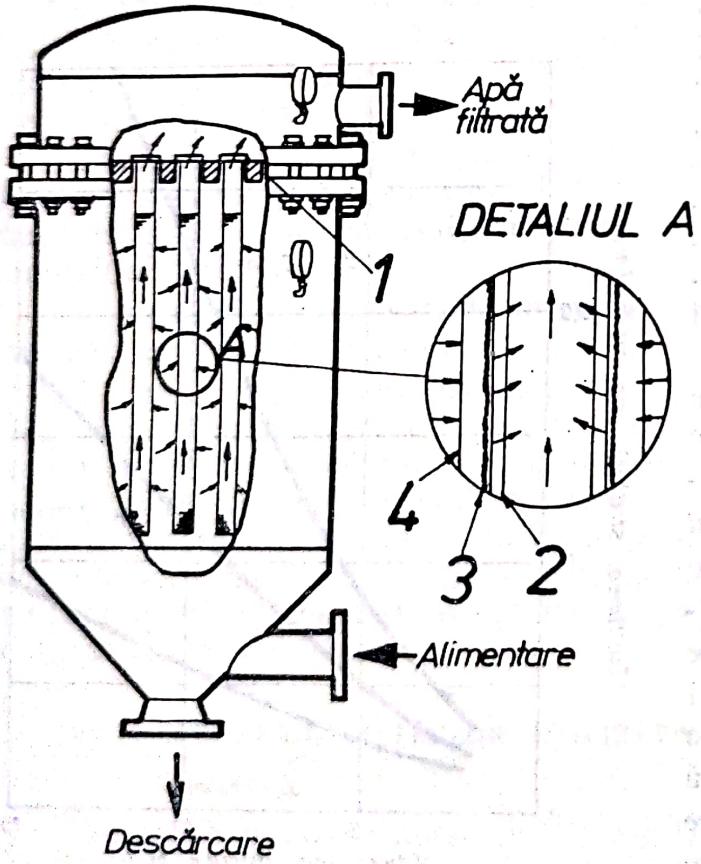



Fig. 6.60. **Filtru cu prestrat sub presiune:**
*1* — placă suport; *2* — cilindru suport; *3* — prestrat; *4* — turtă de filtrare.

Suportul rigid poate fi realizat dintr-o varietate mare de materiale și forme. Poate fi alcătuit sub formă de tuburi, plăci dreptunghiulare sau circulare, planuri orizontale și tamburi. Materialele folosite sînt în general, oțelul inoxidabil sau alte aliaje, ceramică și plastic. Elemente din împletituri de sîrmă sau din discuri sînt cele mai des întîlnite, ca de altfel metalele sinterizate și materialele plastice. Țesăturile metalice sînt utilizate în tipurile cu plăci și tambur.

### 6.6.1. FILTRE CU PRESTRAT SUB PRESIUNE

Cele mai răspîndite filtre cu prestrat care funcționează sub presiune sînt recipienții

de formă cilindrică, avînd la capete o suprafață bombată sau tronconică, ca în figura 6.60, în interiorul căreia sînt dispuși vertical, un anumit număr de cilindri (bujii) fixați pe o placă suport, care împarte vasul sub presiune în două compartimente. Elementele de filtrare suspendate de placa suport sînt cilindrii perforați înăuntru, în mod obișnuit din oțel inoxidabil sau din material plastic ranforsat (întărit), fiind înfășurate de manșoane din pînză țesută din metal sau plastic, la exteriorul cărora se aplică materialul care formează prestratul ce a fost pregătit sub formă de suspensie diluată. În acest scop, instalația este prevăzută cu un vas de amestec și o pompă de alimentare (fig. 6.61).

Materialul prestratului amestecat în recipientul de alimentare este pompat în filtru unde începe să se formeze prestratul, prin trecerea acestei suspensii prin instalație (fig. 6.61,*a*). La început se elimină particulele mici, iar presiunea începe să crească. De fapt, dimensiunile particulelor care constituie materialul din prestrat sînt mai mici decît ale golurilor din țesătura manșonului, aceasta fiind o condiție ca aceste filtre să nu se colmateze în timp. Dintre aceste particule, cele mai mari sînt însă reținute, legîndu-se între ele și formînd o boltă deasupra golului din țesătura suport. Formarea prestratului este o operațiune care trebuie efectuată cu grijă și în prima fază, înainte de a pune instalația în exploatare este necesar să funcționeze în circuit închis pentru ca părțile fine care au traversat manșonul în faza inițială să se depună pe prestrat. Cînd apa la ieșirea din filtre este limpede, se poate trece în regim de funcționare normal (fig. 6.61*b*), cu viteze cuprinse între 1,00 — 10,00 m/h, în funcție de tratarea prealabilă, natura substanțelor de reținut, concentrația și gradul de compactare.

Apa filtrată, este în general de calitate superioară, cu cîteva excepții cînd lichidul de filtrare conține particule coloidale foarte fine. Pentru eliminarea lor va trebui ca să se aleagă pentru prestrat un material foarte fin cu riscul de a se colmata rapid și să rezulte cicluri foarte scurte. sau un material foarte absorbant. Este posibil de a se mări ciclurile și a crește viteza de filtrare, realizînd la început un prestrat cu o grosime mai redusă și introducînd în tot timpul duratei ciclului de filtrare un adaos de material de prestrat. Materiile în suspensie care se depun pe prestrat nu mai formează astfel un strat greu permeabil, ci poros, datorită amestecului cu material de adaos. Acest strat participă la filtrare fără să crească rapid pierderea de sarcină.

Debitul filtrului scade după un anumit interval de timp și acesta trebuie curățit prin spălare, interval optim care trebuie stabilit pentru fiecare caz în parte.

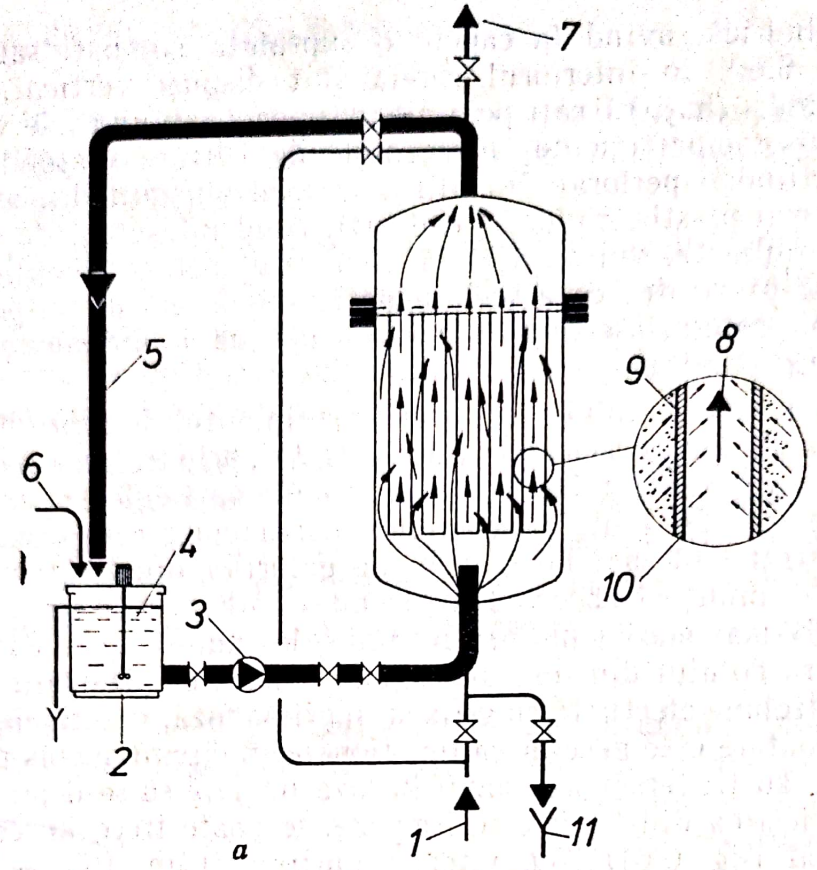
Se folosesc diferite **metode de spălare**: ● *cu mare presiune*; ● *cu spălare în contracurent*; ● *cu hidroșoc*; ● *prin stropire*; ● *prin vibrații etc.*

*Pentru ca spălarea să fie eficace, va trebui ca materiile reținute și aglomerate pe prestrat să se desprindă perfect de toți cilindrii.*

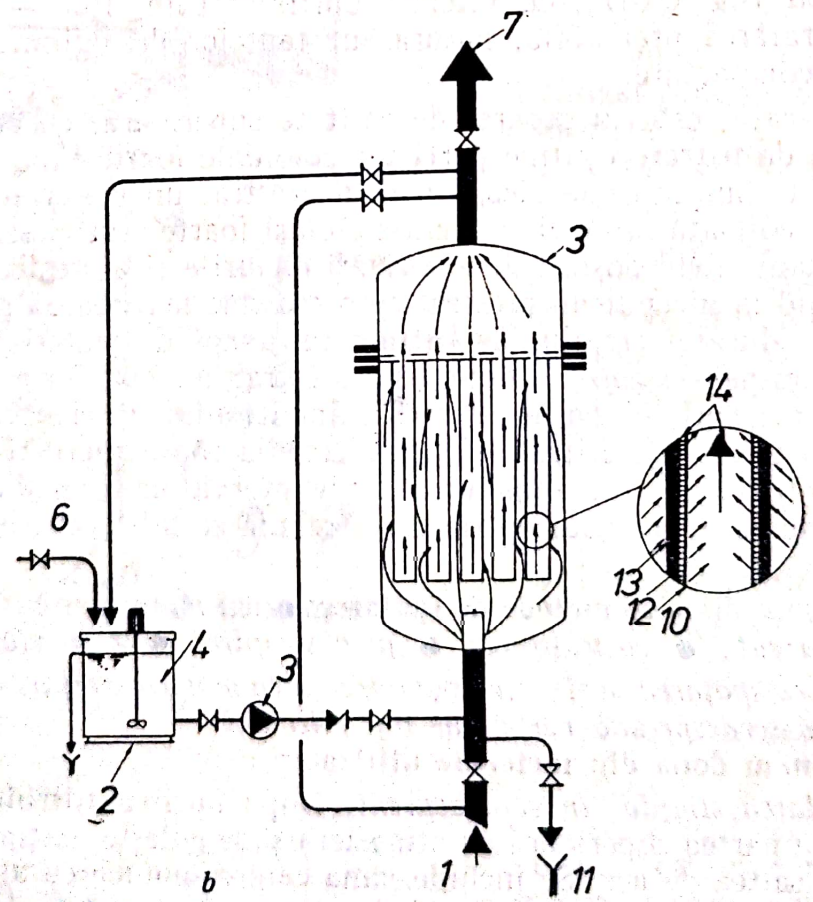
**Menționăm două din metodele utilizate:**

1) *Spălarea simplă, în contracurent.* După oprirea filtrului se pune în comunicare la partea superioară cu atmosfera și se golește parțial, astfel ca să se formeze o saltea de aer. Se închide vana care comunică cu atmosfera și se comprimă aerul prin pornirea pompei de alimentare, apoi se deschide brusc

Scanned with OKEN Scanner




a




b

Fig. 6.61

Scanned with OKEN Scanner

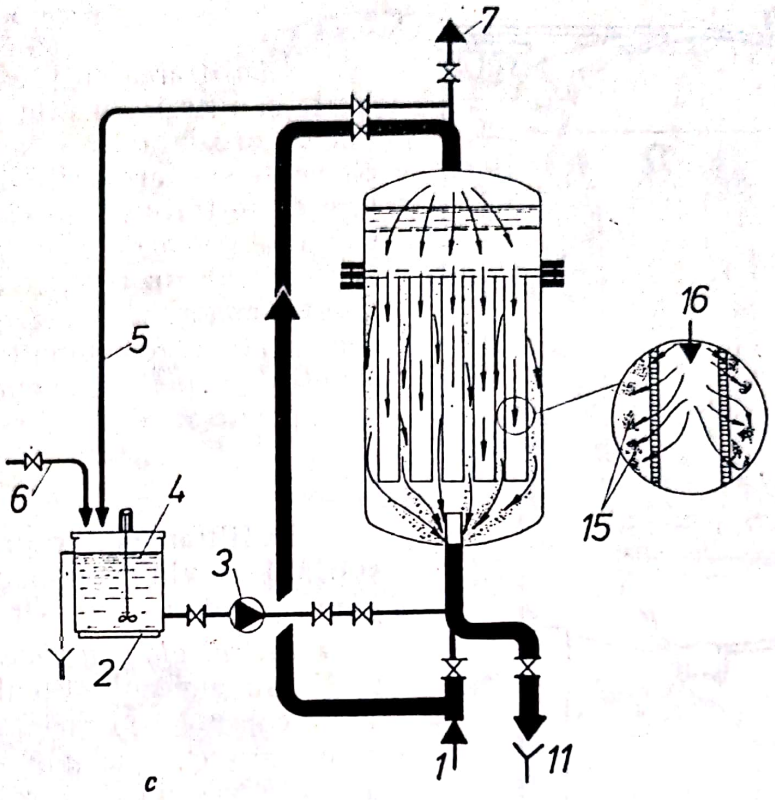



Fig. 6.61. **O instalație de filtrare cu prestrat sub presiune:**

*a* — formarea prestatului; *b* — filtrarea cu prestat; *c* — spălarea în contracurent: *1* — intrarea apei; *2* — bazin prestrat; *3* — pompă; *4* — adaos suspensii; *5* — recirculare; *6* — apă de diluare; *7* — ieșirea apei din filtru; *8* — apă recirculată; *9* — prestrat în formare; *10* — suport; *11* — golire; *12* — prestrat; *13* — depuneri de impurități; *14* — apă filtrată; *15* — turtă desprinsă; *16* — apă de spălare.

vana de golire, situată în partea inferioară. Decompresia realizată împinge apa care trecînd prin cilindrii din interior spre exterior, desprind stratul depus, după care se golește filtrul și se spală cilindrii (fig. 6.61, *c*).

2) *Spălarea „Cannon"* [142]. La această metodă se procedează la început la fel prin formarea unei saltele de aer la partea superioară și apoi se injectează aer comprimat sub placa suport a cilindrilor. Acest aer împinge prin cilindri, prin partea superioară a filtrului, un anumit volum de apă care pune sub presiune salteaua de aer la partea superioară. Se face apoi o decompresare bruscă prin priza situată sub placa suport, care este pusă în legătură cu atmosfera. Apa trece din interiorul spre exteriorul cilindrilor cu mare viteză. Se desprind brusc depunerile care cad pe fundul filtrului, de unde sînt evacuate.

Această metodă de spălare permite utilizarea unor cilindri de mare lungime, eliminînd riscul unei colmatări ireversibile și conduce la o pierdere de apă minimă.

În figura 6.62 este prezent și alt tip de filtru sub presiune cu prestrat alcătuit din diatomită.

Scanned with OKEN Scanner

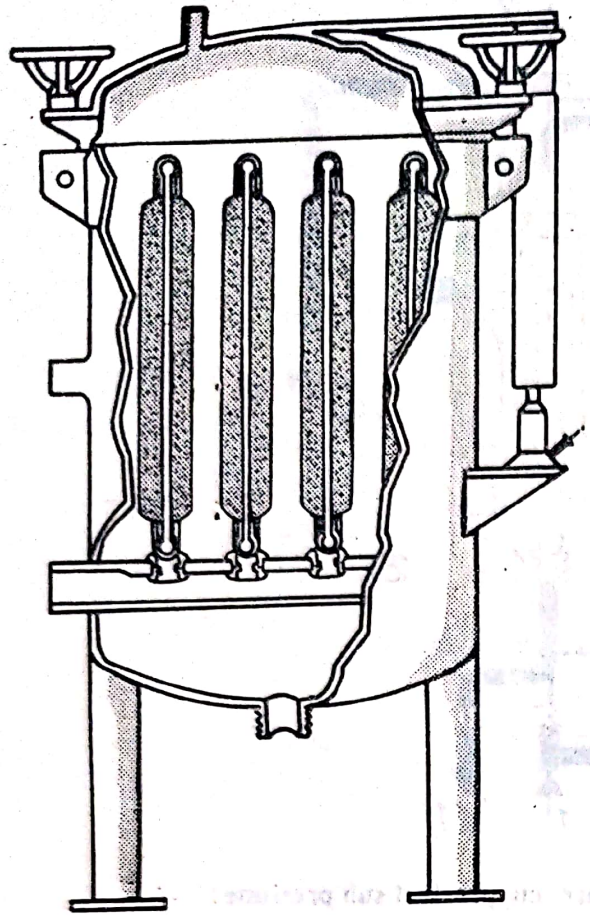


Fig. 6.62. **Tip de filtru sub presiune utilizat la filtrarea cu diatomită.**

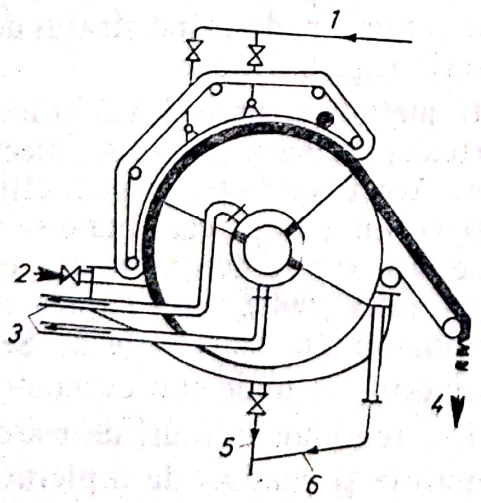



Fig. 6.63. **Filtru cu vid rotativ:**
*1* — apă de spălare; *2* — alimentare; *3* — conductă de golire; *4* — turtă; *5* — golire; *6* — preaplin.

### 6.6.2. FILTRE CU DISC

În filtrarea cu prestrat pot fi folosite și filtrele cu disc fix sau mobil, dispus orizontal sau vertical. Aceste elemente sînt acoperite de o pînză suport a prestratului și există o mare varietate de modele simple și profilate pentru a obține o repartizare omogenă a depunerilor. Sistemele de spălare în contracurent, combinate cu mișcarea suportului nu ajung la eficiența spălării hidropneumatice.

### 6.6.3. FILTRE CU VID

**La filtrarea cu prestrat se folosesc și filtrele cu vid**, care sînt de două tipuri: *plane* și *rotative*.

*Filtrul plan cu vid* este format din plăci sau elemente tubulare, montate la un colector de evacuare. Un sistem de producere a vacuumului este racordat la un recipient de colectare al filtrului, ceea ce face ca lichidul să treacă prin elementele filtrante.

*Filtrul rotativ cu vid — cu prestrat* este utilizat în cazul unor ape foarte încărcate în suspensii, care ar duce la colmatarea prea rapidă a filtrelor sub presiune sau plane, și deci la cicluri foarte scurte. De altfel acest tip de filtru cu vid este larg utilizat la deshidratarea nămolurilor (v. cap. 8).

Suportul filtrului este format din tr-un tambur cilindric, acoperit cu o țesătură de filtrare. Suprafața tamburului este împărțită în segmente, fiecare fiind racordat la sistemul de vid care se aplică în centrul tamburului ce se rotește într-o cuvă conținînd materialul pentru prestrat (fig. 6.63).

Prestratul este îndepărtat de pe suprafață cu o lamă racloare. După ce s-a format prestratul, se depun și suspensiile care sînt în continuu eliminate de lama racloare, care poate fi reglată astfel încît să elimine suspensiile de-

Scanned with OKEN Scanner

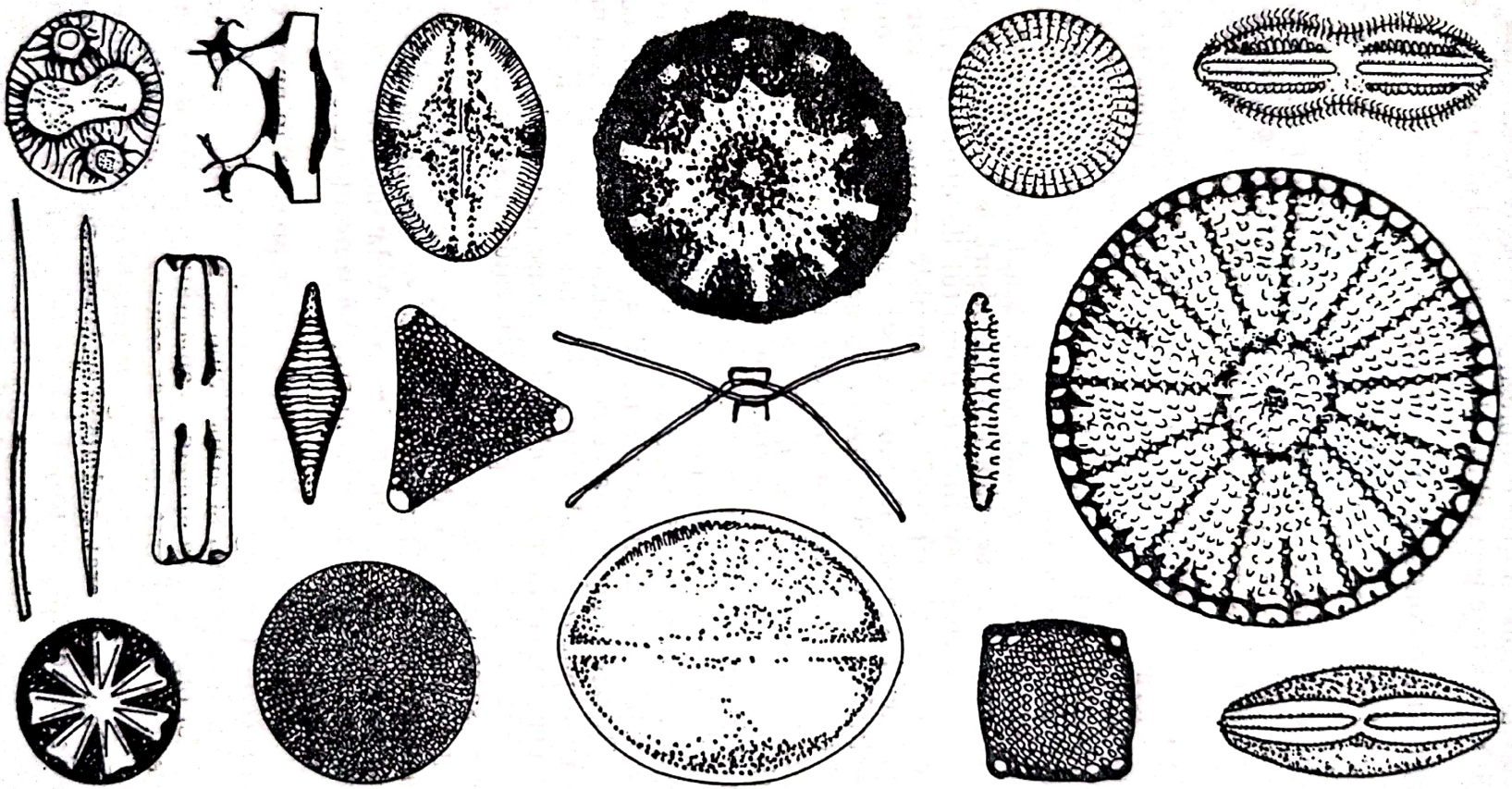


Fig. 6.64. Celule de diatomee găsite în depozitele de diatomită.



Scanned with OKEN Scanner

puse și numai un strat subțire din prestrat. În acest fel, suprafața filtrului care reintră în cuvă este permeabilă și se previne colmatarea prestratului.

### 6.6.4. MATERIALE FOLOSITE CA PRESTRAT

Eficiența filtrului ca prestrat depinde în mare măsură de materialul utilizat, a cărui alegere trebuie făcută cu mare atenție.

*Pămîntul de diatomită* este unul din cele mai bune materiale de filtrare, fiind format din carapacele silicioase ale unor fosile de origine marină, de dimensiuni foarte mici (5—100 μ), care au și o anumită capacitate de adsorbție (fig. 6.64).

Prin preparare, pămîntul de diatomee rezultă foarte pur și de mare varietate — ca forme și dimensiuni (5—50 μ), care constituie de fapt, principala explicație a caracteristicilor de filtrare superioare ale diatomitei. Praful de diatomită are o densitate foarte mică și este economic a se realiza prestrate de o anumită grosime.

Golurile din prestratul format din diatomită reprezintă 80—90% din volum, ceea ce explică capacitatea mare de adsorbție a impurităților atunci cînd este folosit ca adaos de filtrare. Pămîntul de diatomită are totodată capacitatea de a adsorbi impuritățile în emulsie — chiar ulei sau hidrocarburi. În Republica Socialistă România există zăcăminte de diatomită, ceea ce permite extinderea utilizării filtrelor cu acest material.

*Perlitul* este o rocă formată din cenușă vulcanică, care prin încălzire cedează umiditatea rămasă de secole în roca vulcanică — (2—3% apă); în timpul răcirii expandează, iar particulele de siliciu expandate formează o pulbere cu densitate foarte mică. Perlitul nu are o diversitate așa de mare de forme ca și diatomitul și este ușor compresibil. Totuși, reprezintă un material bun pentru filtrarea apei, pentru o anumită categorie de suspensii.

*Celuloza* este folosită sub formă de fibre de mare puritate, care are o capacitate de filtrare comparabilă cu cea a hîrtiei de filtru, însă nu posedă decît foarte mică putere de adsorbție, fiind mai compresibilă decît diatomitul și prin urmare, conduce la cicluri de filtrare mai scurte.

Celuloza este insolubilă în apă rece sau caldă, însă la temperatura de 85—90°C începe să se hidrolizeze.

În cursul primei perioade de funcționare, cedează cantități apreciabile de sodă și materii organice provenite din procesul său de fabricație, ceea ce necesită ca să se evacueze la canalizare, apa de la începutul ciclului.

Celuloza este adeseori utilizată în stațiile convenționale sau la cele ale centralelor nucleare.

*Cărbunele activ* este folosit și ca material de prestrat în numeroase situații, însă este necesar a se alege sorturi cu calități speciale. Se folosește îndeosebi la apele alcaline, precum și atunci cînd se urmărește eliminarea culorii sau a substanțelor organice, ca urmare a capacității mari de adsorbție.

Se folosește cu un prestrat suport de celuloză sau diatomită, urmat de un strat mai gros de cărbune și se adaugă în apă de asemenea, înainte de începerea filtrării. Deși în general, cărbunele activ este mai scump în comparație cu pămîntul de diatomită, se utilizează frecvent atunci cînd se urmărește decolorarea.

Scanned with OKEN Scanner

### 6.6.5. MODELAREA MATEMATICĂ A FILTRĂRII CU PRESTRAT

Au fost stabilite relații matematice pentru determinarea pierderii de sarcină în filtrele cu prestrat [133[.

Pierderea totală de sarcină prin filtru este compusă din suma pierderilor prin prestratul suport $h_p$, care în general este constant în timpul ciclului și $h_t$ pierderea de sarcină din turtă, care crește în perioada ciclului și în special cînd se adaugă material în timpul filtrării:

$$h = h_p + h_t.$$

În fiecare strat, pierderea de sarcină este proporțională cu grosimea turtei, debitul și viscozitatea și invers proporțională cu permeabilitatea stratului; grosimea turtei este proporțională cu greutatea turtei pe 1 m² și invers proporțională cu densitatea stratului. Dacă materiile în suspensie nu au un aport substanțial la grosimea stratului incompresibil format din alimentarea cu materialul de adaos, se ia greutatea și densitatea acestuia.

La începutul ciclului de filtrare, filtrul este plin cu apă curată pentru formarea prestratului (fig. 6.65) Amestecul apei brute (influent), cu apa curată se face în perioada de tranziție și se termină cînd în interiorul filtrului calitatea apei este aceeași cu apa brută. Această perioadă de tranziție este dificil de a fi exprimată printr-o ecuație de filtrare.

Cînd filtrarea prin cilindri conduce la creșterea suprafeței de filtrare prin turta formată perpendicular pe direcția curgerii, crește și grosimea turtei (fig. 6.66).

Această creștere a suprafeței are un efect semnificativ asupra relației dintre pierderea de sarcină și timp, pentru un ciclu de filtrare, în special cînd se utilizează cilindrii de diametru mic.

Efectul diluției inițiale și forma pereților despărțitori este arătat în figura 6.67.

**Relațiile care țin seamă de toți factorii menționați au fost stabilite de Dillingham** [34]:

1) *Pentru orice formă a stratului suport*:

$$h_p = \tau \nu \xi \frac{w}{g}; \qquad (6.53)$$

$v$ = viteza de filtrare;
$\nu$ = coeficientul de viscozitate;
$\xi$ = coeficientul de rezistență al materialului ajutător de filtrare;
$w$ = greutatea prestratului pe unitatea de suprafață;
$g$ = accelerația gravității.

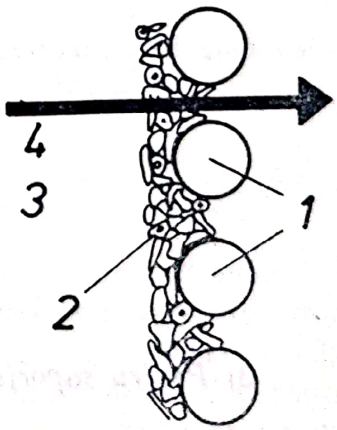



Fig. 6.65. **Secțiune prin pînză în timpul formării „prestratului" de diatomită:**
*1* — pînză; *2* — prestrat; *3* — lichid ce formează prestratul; *4* — direcția curentului.

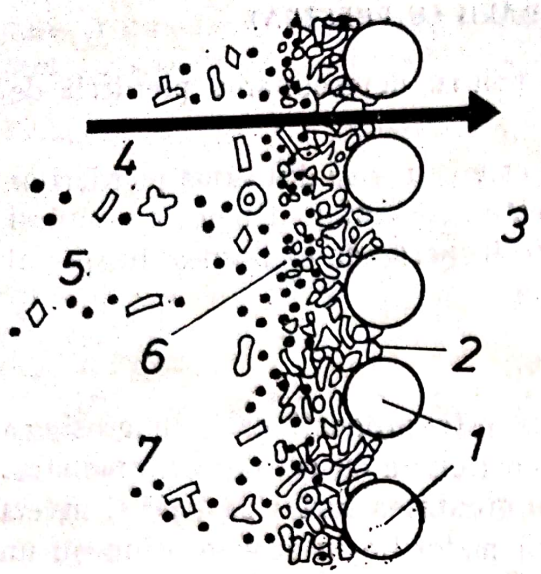



Fig. 6.66. Secţiune prin pînză în timpul funcţionării:

*1* — pînză; *2* — prestrat; *3* — lichid filtrat; *4* — direcţia curentului; *5* — lichid ce trebuie filtrat; *6* — turtă formată din impurităţi şi diatomită; *7* — impurităţi ce urmează a fi reţinute.

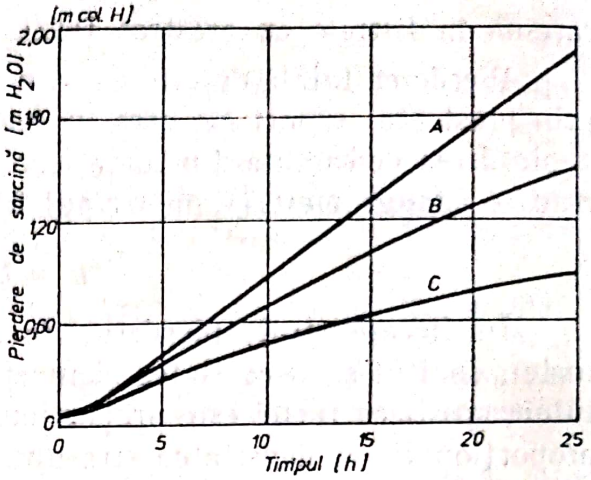



Fig. 6.67. Graficul pierderilor de sarcină în funcţie de timp.

2) *Pentru suporţi cilindrici:*

$$h_t = \frac{R_s K}{\Phi} \ln\left[1 + \frac{R_s \Phi \Delta}{R_0^2}\right]; \qquad (6.54)$$

$$K = \frac{\rho_f C_A v^2}{g}; \qquad (6.55)$$

$$\Phi = \frac{2\omega_s C_A v}{\omega_p} \cdot 10^{-6}; \qquad (6.56)$$

$$\Delta = t - \frac{(1 - e^{nt})}{n}. \qquad (6.57)$$

3) *Pentru suporţi cilindrici:*

$$\delta = (R_0^2 + R_s \Phi \Delta)^{1/2} - R_s. \qquad (6.58)$$

4) *Pentru suporţi plani:*

$$h_t = K\Delta; \quad \delta = \delta_p + \frac{\Phi A}{2} \qquad (6.59) \text{ şi } (6.60)$$

$C_A$ = concentrația de alimentare [%] — din greutate;
$n$ = diluația în filtru $Q/V$;
$\delta_p$ = grosimea prestratului;
$\delta_t$ = grosimea turtei de filtrare:

$$\delta = \delta_p + \delta_t;$$

$R_0$ = raza inițială a stratului suport și a prestratului:

$$R_0 = R_s + \frac{W}{\omega_p};$$

$R_s$ = rază exterioară a cilindrului suport;
$\beta_f$ = coeficientul de rezistență a turtei de filtrare;
$\omega_p$ = greutatea specifică a prestratului;
$\omega_g$ = greutatea specifică a turtei de filtrare.

Coeficientul $\beta_f$ de rezistență al turtei de filtrare este în funcție de concentrația în suspensii solide $C_{ss}$ și concentrația de alimentare $C_A$ în apă și coeficientul de rezistență al materialului ajutător de filtrare.

În general, pentru proiectare este necesar a se prevedea **schimbările în rezistența turtei de filtrare,** care conduc la modificarea $C_{ss}$ și $C_A$ și în adaosul de filtrare în timpul ciclului:

$$\beta_f = 10^q \left(\frac{C_{ss}}{C_A}\right)^r (C_A)^s; \qquad (6.61)$$

$q$, $r$, $s$ = coeficienți determinați empiric.

**O valoare a variației coeficientului de rezistență pentru cazul unor cantități mai mari de suspensii** poate fi dată de relația simplificată:

$$\beta_f = 10^q \left(\frac{C_{ss}}{C_A}\right)^r \qquad (6.62)$$

Valabilitatea ecuațiilor a fost verificată în practică, pentru diferite feluri de apă. Pentru relația (6.59) au fost stabilite principalele variabile care modifică pierderea de sarcină, fiind proporțională cu pătratul vitezei de filtrare $v^2$, cu viscozitatea $\nu$, cu coeficientul de rezistență al turtei la filtrare și cu concentrația de alimentare. Constanta empirică $r$ este de aproximativ 2 pentru multe suspensii, indicînd că rezistența de filtrare a turtei crește cu pătratul concentrației suspensiilor solide $C_{ss}$ în apă și e invers proporțională cu pătratul concentrației de alimentare $C_A$.

Pentru apele naturale, unde este dificil de măsurat suspensiile solide gravimetric — se măsoară turbiditatea relativă pentru determinarea $C_{ss}$.

Scanned with OKEN Scanner

### 6.6.6. OPTIMIZAREA EXPLOATĂRII FILTRELOR CU PRESTRAT

Datorită fineței materialelor utilizate ca prestrat, există tendința de a funcționa cu viteze mari de filtrare atît timp cît se obține o apă cu limpezime corespunzătoare. Pierderea de sarcină crește cu pătratul vitezei de filtrare. Astfel, pentru a se ajunge la perioade de o lungime adecvată, care să reducă costul exploatării, trebuie păstrată viteza în limite mai scăzute. Durata ciclului poate fi crescută dacă filtrul funcționează cu pierderi mari de sarcină înainte de spălare sau dacă se introduc procente ridicate de adaos. Pentru exploatarea manuală se recomandă a se avea cicluri de filtrare cu o durată de 24 h. Unele stații de tratare au automatizat întregul proces de exploatare, inclusiv formarea prestratului și spălarea.

*Folosirea relațiilor care exprimă parametrii filtrării cu prestrat, dă posibilitatea stabilirii soluțiilor optime de proiectare; de asemenea, a făcut posibilă realizarea unor programe de calcul electronic pentru optimizarea proiectării și exploatării.*

**Concluziile aplicării acestor programe pentru diferite feluri de ape pot fi rezumate astfel:**

1) *Combinarea diferitelor valori pentru viteza de filtrare, concentrația de adaos și pierderea de sarcină finală ($v$, $C_A$, $h_f$); pentru a ajunge la costuri reduse, depinde în foarte mare măsură de situația concretă care variază mult de la un loc la altul.*

*Utilizarea unor anumite viteze de filtrare pentru toate tipurile de instalații nu va putea conduce la o viteză optimă, care va trebui să fie determinată pentru fiecare caz în parte.*

2) *Relația optimă între $v$, $C_A$, $h_f$ și costul filtrării, depinde în primul rînd de filtrabilitatea apei. Filtrabilitatea în acest caz se referă numai la pierderea de sarcină exprimată de $\beta_f$. Calitatea efluentului trebuie să fie aceeași în toate variantele și să corespundă cerințelor.*

3) *Stratul suport în formă cilindrică este teoretic mai economic decît stratele plane, fiind de dimensiuni mai reduse, pînă la limita practică, ceea ce conduce la creșterea economicității.*

4) *Adaosul de material mai fin la filtrare este mai economic decît unul mai grosier, chiar dacă coeficientul de rezistență este mai mare, deoarece costul său este mai mic și variația coeficientului $\xi$ conduce la variații relativ reduse ale coeficientului de rezistență, la filtrare $\xi$. Pentru stabilirea economiilor relative ce se realizează pentru diferite mărimi, trebuie studiat fiecare caz în parte.*

5) *Găsirea soluțiilor optime de proiectare ale stațiilor de filtrare pentru ape cu filtrabilitate mare (coeficientul $\beta_f$ scăzut), va conduce la viteze mari de filtrare, concentrații scăzute pentru adaos și pierderi de sarcină finale scăzute.*

*Descreșterea filtrabilității (creșterea $\beta_f$) va conduce pentru menținerea optimului, la viteze de filtrare mici, procente de alimentare cu adaos sporite și pierderi de sarcină finale — mari.*

Scanned with OKEN Scanner

### 6.6.7. DOMENII DE UTILIZARE ALE FILTRELOR CU PRESTRAT

*La instalațiile mobile* de alimentare cu apă potabilă, în cazuri de urgență după calamități naturale sau în scopuri militare, se folosesc cu succes filtrele cu prestrat. Instalația care cuprinde pe lîngă filtru, o pompă și un aparat de clorinare, poate cîntări 500 kg și produce 4,00—5,00 $m^3/h$ apă potabilă.

Pentru *alimentarea cu apă potabilă* în cazul surselor de suprafață care conțin pînă la 30 $g/m^3$ suspensii, procedeul de filtrare cu prestrat, completat cu clorinarea apei, reprezintă o soluție eficientă.

Stații cu capacitatea de 4—5 000 $m^3/zi$ pot fi utilizate cu succes pentru centre populate mici. În scopul de a se realiza cicluri de filtrare optime se folosesc adjuvanți — înainte de filtrare.

*În scopuri industriale*, în cazul în care procesele tehnologice necesită o calitate superioară și îndepărtarea particulelor cu dimensiunea de 1 $\mu$, se folosesc frecvent filtre cu prestrat cu pămînt de diatomee foarte fin.

Se utilizează de asemenea, filtre cu prestrat cu material filtrant format din două straturi de fibre de celuloză și diatomită fine, care asigură reținerea petrolului și a bacteriilor pentru anumite procese sau pentru apa ce urmează să fie demineralizată.

La *instalațiile de tratare ale apei de răcire* pentru termocentrale se folosesc filtre cu prestrat, utilizînd rășini schimbătoare de ioni, în pulbere — ca material filtrant.

Pe *navele maritime* și pe marile petroliere, pentru apa de alimentare a boilerelor se folosesc filtre cu prestrat, avînd ca material fibre de celuloză, care asigură o apă de înaltă calitate.

La *eliminarea petrolului*, din apa utilizată la rafinăriile de petrol pentru formarea aburilor se folosesc cu succes, filtre cu prestrat din celuloză și diatomită fină, cînd apa conține 5—10 $g/m^3$ petrol. Pentru a preveni separarea petrolului, în filtru se adaugă diatomită și în timpul procesului.

La *filtrarea apei din bazinele de înot*, în vederea recirculării, se utilizează frecvent filtre cu prestrat cu perlit sau diatomită ca material, care împreună cu o clorinare și controlul *p*H asigură o calitate corespunzătoare apei și pot fi instalate în spații foarte reduse. De exemplu, o stație de 1 800 $m^3/zi$ capacitate necesită un spațiu de $\approx$ 60 $m^2$.

*La pretratare, înainte de demineralizare* se utilizează frecvent filtrele cu prestrat în vederea reținerii tuturor impurităților insolubile și pentru a asigura o apă foarte curată. Cînd apa ce urmează a fi tratată conține multe substanțe organice, se folosește cărbune activ — ca material filtrant.

*La tratarea efluenților secundari* din stațiile de epurare unde prin folosirea pămîntului de diatomită s-au obținut rezultate bune (tabelul 6.5).

Scanned with OKEN Scanner

*Tabelul 6.5* **Eficiența filtrelor cu prestrat cu diatomită**

| Nr. crt. | Debitul [l/mm²] | Adaosul de diatomită [mg/l] | Turbiditatea grade $SiO_2$ | | Durata ciclului [h] | Tipul de filtru |
|---|---|---|---|---|---|---|
| | | | Intrare | Ieșire | | |
| 1 | 0,40 | 42 | 5,5 | 0,8 | 19,5 | Vacum filtru |
| 2 | 0,60 | 33 | 5,2 | 0,8 | 10,7 | Vacum filtru |
| 3 | 0,77 | 19 | 4,4 | 0,4 | 5,4 | Vacum filtru |
| 4 | 0,36 | 50 | 8,2 | 3,1 | 50,0 | Filtru presă |
| 5 | 0,59 | 42 | 8,3 | 3,9 | 28,4 | Filtru presă |
| 6 | 0,77 | 45 | 7,5 | 3,0 | 31,0 | Filtru presă |

## 6.7. FILTRE SPECIALE

### 6.7.1. FILTRE PENTRU PISCINE

Filtrele pentru piscine sînt filtre de mică capacitate, care au drept scop purificarea apelor pentru piscine, pentru bazine de înot. Instalațiile sînt de tip compact și folosesc ca material filtrant nisipul cuarțos. **Schema unui** astfel de **filtru după concepția Filtromat** este prezentată în figura 6.68 și **cuprinde**

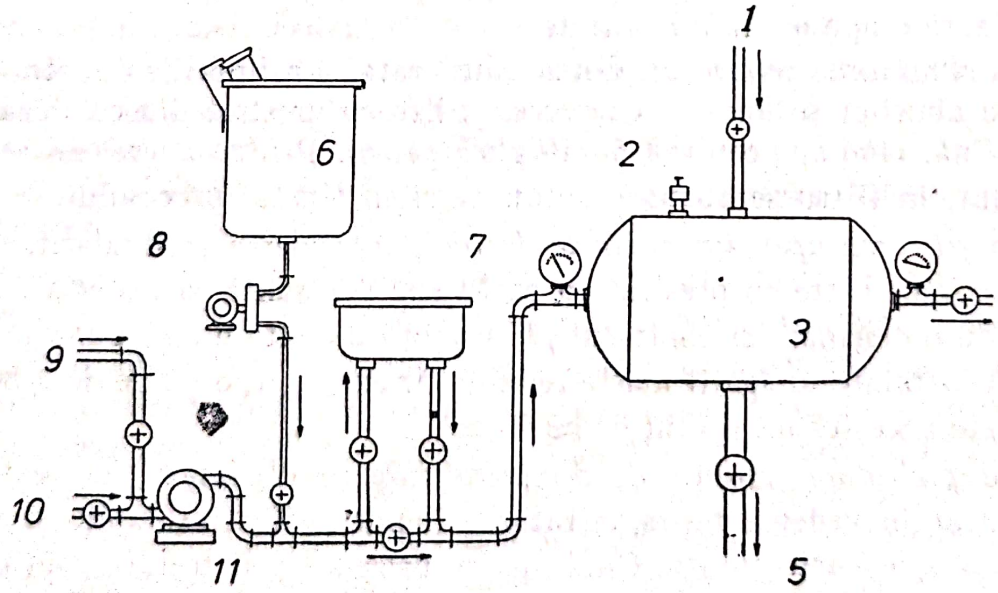



Fig. 6.68. **Componentele unui sistem de filtrare cu diatomită:**
*1* — apă curată pentru spălare; *2* — ventil; *3* — filtru; *4* — apă filtrată; *5* — spre canalizare; *6* — rezervor de alimentare; *7* — vas pentru formarea prestratului; *8* — dispozitiv de alimentare; *9* — apă curată pentru prestrat; *10* — apă brută; *11* — pompă.

Scanned with OKEN Scanner

**următoarele părți principale:** ● *o vană cu 6 poziții care permite manevrarea tuturor operațiilor necesare (închis, filtrare, evacuare la canal, spălare, recirculare și evacuare la canal a prim-filtratului;* ● *o pompă centrifugă;* ● *o sită de reținere a părului;* ● *corpul filtrului propriu-zis este alcătuit dintr-un recipient din oțel rezistent la coroziune.*

Un astfel de filtru poate fi montat în apropierea bazinelor, în diferite poziții (figurile 6.69 și 6.70): *la suprafață a; semiîngropat b; îngropat c.*

Pentru filtrarea unor debite mari, aceste filtre pot fi montate și în baterie.

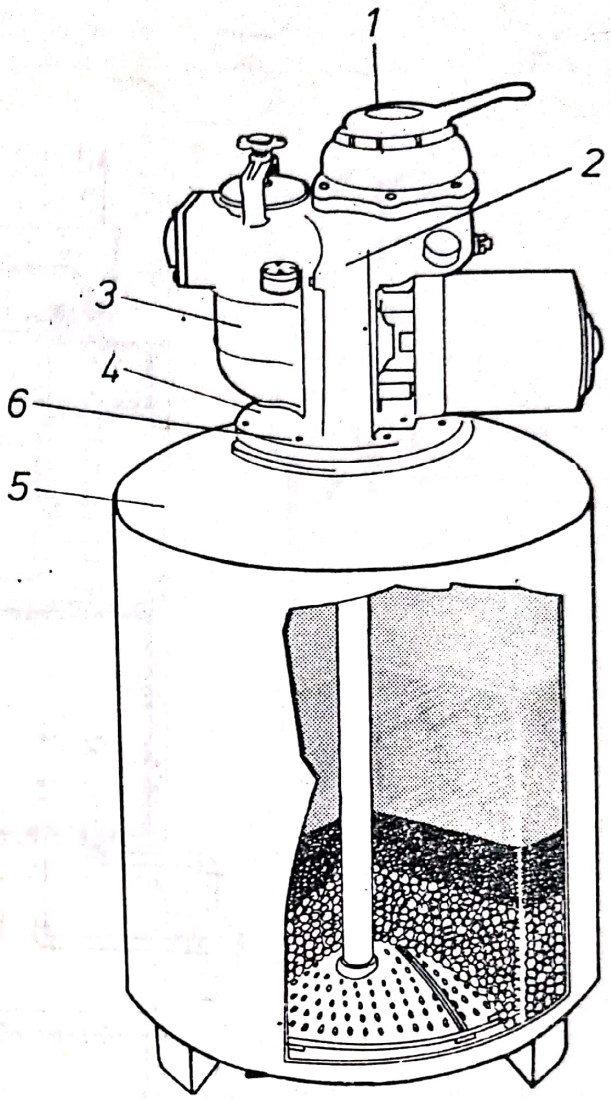



Fig. 6.69. **Schema filtrului de piscină:**
*1, 2, 3, 4, 5, 6* — componentele metalice ale filtrului;

### 6.7.2. FILTRE CARTUȘ

Astfel de filtre care în ultimul timp sînt realizate într-o mare varietate, datorită diversității materialelor poroase utilizate sînt destinate tratării unor cantități mici de apă, în general, pentru consumul individual.

De asemenea, se folosesc la instalații de siguranță sau zonele unde instalațiile de tratare nu asigură în permanență o calitate corespunzătoare apei tratate.

Dintre numerosele tipuri utilizate, vor fi prezentate acelea care sînt cel mai frecvent utilizate.

6.7.2.1. **Filtre cartuș cu cărbune activ.** Schema unui astfel de filtru care poate fi montat direct pe conducta de apă este prezentată în figura 6.71 și poate îndeplini următoarele **funcțiuni:** ● *înlătură gustul și mirosul neplăcut care se menține după tratare;* ● *decolorează apa;* ● *înlătură substanțele corosive.*

**Părțile componente principale ale filtrului cu cartuș cu cărbune activ** (fig. 6.71): ● *recipientul a, format din partea care se fixează de conductă b și o parte demontabilă pentru înlocuirea cartușului;* ● *recipientul interior c în care se află cartușul cu cărbune activ;* ● *tubul central d în care intră apa filtrată pe la partea inferioară și este dirijată spre consumator.*

După ce capacitatea filtrantă și de adsorbție s-a redus sub limita admisibilă, cartușul filtrant activ se poate înlocui rapid.

Scanned with OKEN Scanner

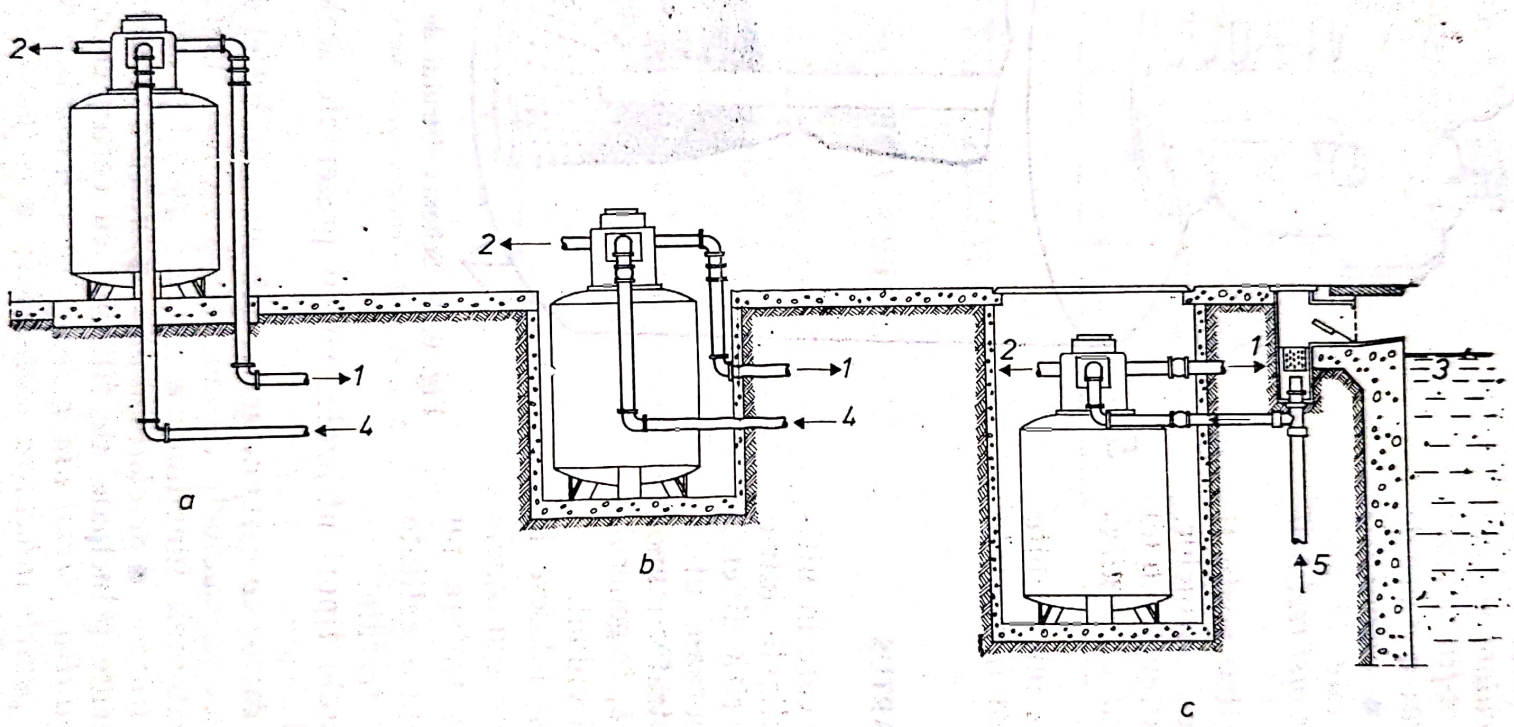



Fig. 6.70. **Poziții de montare a filtrelor de piscină Filtromat** (*a*, *b*, *c*):
*1* — evacuarea apei înapoi în bazin; *2* — spre canalizare; *3* — separator; *4* — admisia apei din bazin; *5* — de la rețeaua de alimentare.

Scanned with OKEN Scanner

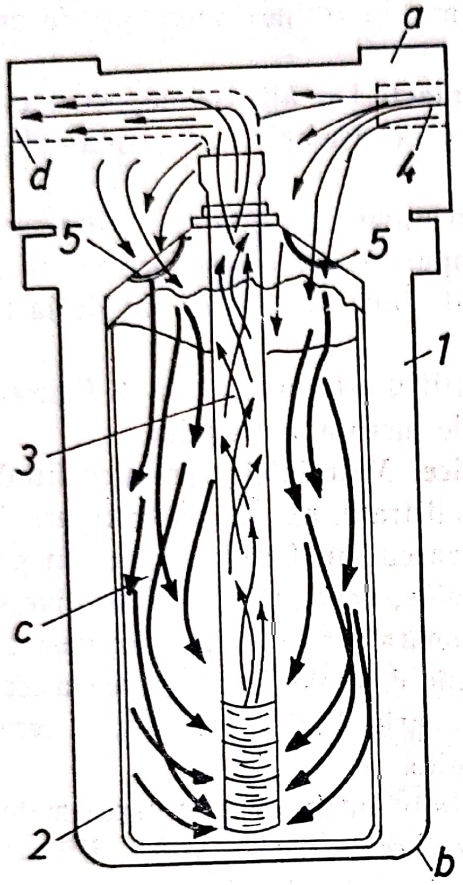



Fig. 6.71. **Schema filtrului cartuş cu cărbune activ.**
*1, 2, 3, 4, 5* — componentele cartuşului.

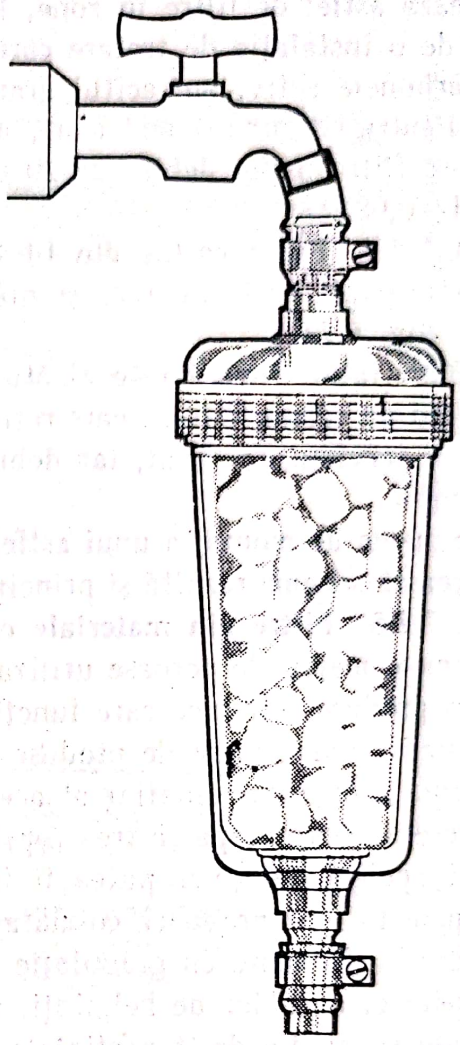


Fig. 6.72. **Schema filtrului cartuş de robinet.**

6.7.2.2. **Filtre cu cartuş cu autocurăţire.** Aceste filtre sînt destinate reţinerii impurităţilor din apa tratată, iar ca o măsură de prevenire a colmatării lor, se realizează o autocurăţire.

Un astfel de filtru, produs de firma „Cillit-Klarfilter", prezintă următoarele **avantaje**: ● *se montează direct în reţea, pe verticală sau orizontală*; ● *punga flexibilă şi microfină, care este confecţionată din material plastic, se autocurăţă; murdăria reţinută nu poate rămîne aderentă de filtrul luminare*; ● *murdăriile desprinse se adună într-o cască suspendată, care se poate deşuruba cu uşurinţă.*

Acest tip de filtru poate reţine impurităţi cu dimensiuni pînă la 0,03 mm.

6.7.2.3. **Filtre cartuş de robinet.** Pentru prevenirea efectelor neplăcute datorită alterării calităţii apei în reţeaua de distribuţie, se pot monta direct la robinetele locuinţelor astfel de filtre cartuş (fig. 6.72). De asemenea, se

montează astfel de filtre în zone, localităţi, locuri izolate, unde nu se dispune de o instalaţie de tratare corespunzătoare. Materialul filtrant poate fi tot cărbunele activ, antracitul granulat etc.

Pentru consumuri mai mari, montajul poate fi cel din figura 6.73, putîndu-se filtra astfel debite de 20—30 l/min şi reţine impurităţi de ordinul a 0,01—0,02 mm.

6.7.2.4. **Filtre cartuş din fibre şi plăci.** Un alt tip de filtru este cel cu cartuşul alcătuit din fibre şi plăci, ca de exemplu, un produs al firmei Gabac (fig. 6.74).

Materialul filtrant este alcătuit din numeroase plăci şi fibre speciale, alcătuind un cartuş filtrant care reţine impurităţi de 5 $\mu$ şi lucrează la o presiune de serviciu de 10 at, iar debitele de funcţionare variază de la 1,40 la 16,40 $m^3/h$.

Schema de montaj a unui astfel de filtru este prezentată în figura 6.75. Din această schemă rezultă şi principiul de lucru al cartuşului.

6.7.2.5. **Filtre din materiale ceramice.** Materialele ceramice fiind dintre primele materiale poroase utilizate la filtrare, există multe tipuri de filtre din produse ceramice care funcţionează cu sau fără presiune. În prezent se fabrică o gamă mare de produse ceramice, prezentînd pori de diverse dimensiuni. Elementul esenţial al acestor aparate este *bujia filtrantă*; modul în care este forţată apa să treacă prin bujie depinde de utilizarea ulterioară Numai apele curate vor putea fi filtrate prin bujii din produse ceramice căci apele tulburi provoacă colmatare rapidă.

Bujiile filtrante cu granulaţie mare sînt utile la eliminarea materiilor în suspensie, a ouălor de helminţi, ale cercarelor şi chisturilor. Eficacitatea lor poate să nu fie decît parţială în ceea ce priveşte eliminarea germenilor patogeni cu dimensiuni mai mici. Apa va trebui deci clorinată sau dezinfectată cu altă metodă, după trecerea printr-o bujie filtrantă cu granulaţie mare.

*Filtrele de porţelan* au pori de dimensiuni care merg de la 50 $\mu$ pînă la 0,30 $\mu$. Pentru a purifica apa în mod satisfăcător, dimensiunea porilor nu va fi peste 1,5 $\mu$, astfel că prin filtrare se reţin toţi germenii patogeni care se găsesc în mod normal în apa de băut. Consumarea apei astfel filtrată, fără o dezinfectare ulterioară, nu este periculoasă. Filtrele şi accesoriile lor vor trebui să fie examinate cu atenţie la intervale scurte pentru a descoperi eventualele fisuri sau crăpături, care ar putea permite apei să treacă fără filtrare. Filtrele de porţelan vor fi curăţite şi fierte din cînd în cînd. Dacă un filtru este colmatat sau acoperit complet, va fi curăţit sub un jet de apă curgătoare, cu o perie din fire aspre, fără săpun, grăsime sau ulei, apoi se va pune în apă fierbinte timp de 15—20 min. Chiar dacă filtrul nu se colmatează, trebuie curăţit şi fiert cel puţin o dată pe săptămînă.

Scanned with OKEN Scanner

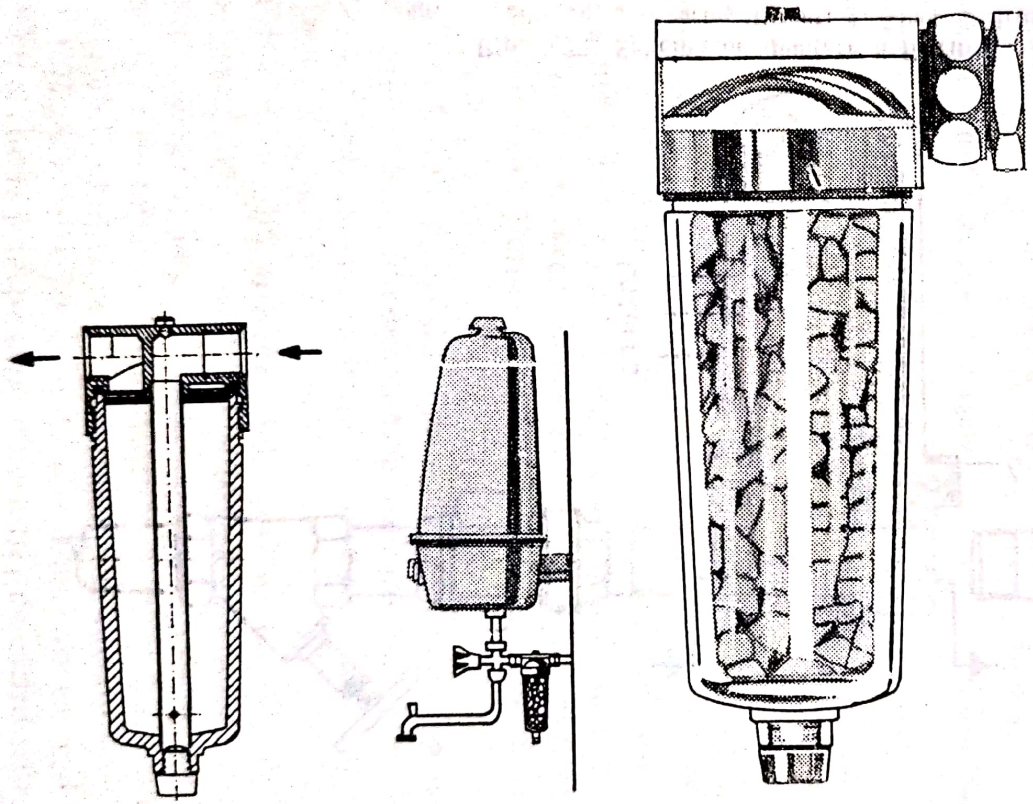


Fig. 6.73. Montajul filtrului cartuş de capacitate mai mare.

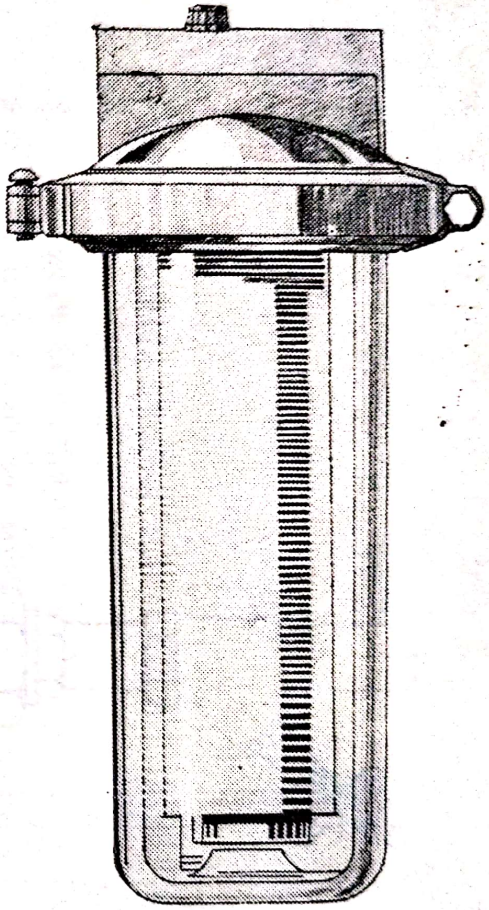


Fig. 6.74. Schema cartuşului Gabac.



Scanned with OKEN Scanner

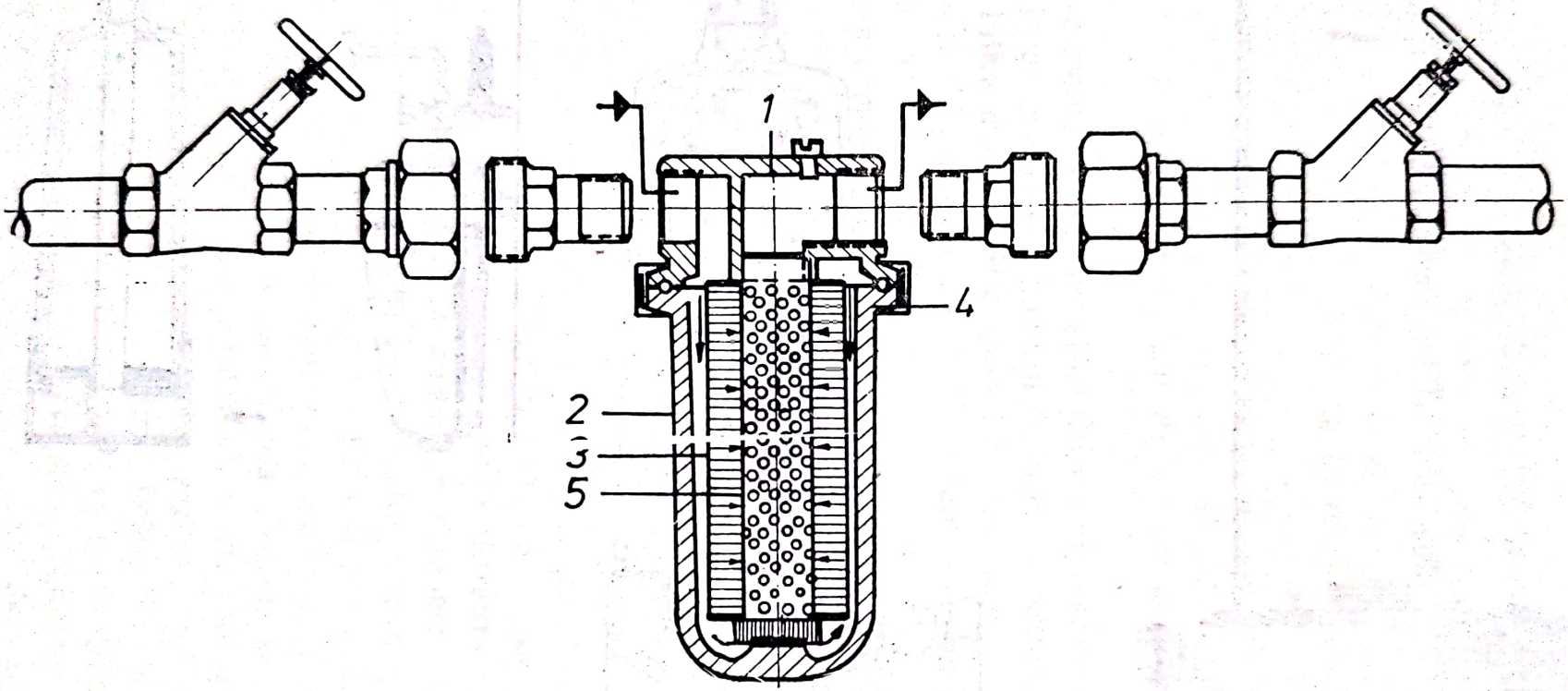



Fig. 6.75. Schema de montare a filtrului cartuș Gabac:
*1* — cap; *2* — cilindru; *3* — cartuș filtrant; *4* — inel de strîngere; *5* — tub ascendent.

Scanned with OKEN Scanner

Mai există și un alt tip de bujie filtrantă, cunoscută sub numele de *filtru cu diatomită* sau *filtru cu kieselguhr*. La fel ca și filtrele de porțelan, filtrele cu diatomită au diferite dimensiuni de pori. Filtrele cu porii fini pot reține toate bacteriile curente ale apelor naturale. Dintre filtrele cu kieselguhr, cele mai răspîndite sînt *filtrul Berkefeld* (fig. 6.76) și *filtrul Mandler*. Porozitatea lor este marcată pe filtre în funcție de mărime: grosier, normal sau fin. Filtrele cu material grosier se utilizează la eliminarea materiilor în suspensie, iar după filtrare apa trebuie să fie supusă unei tratări suplimentare pentru distrugerea bacteriilor. Filtrele cu material normal și fin elimină bacteriile cele mai mici și deci apa

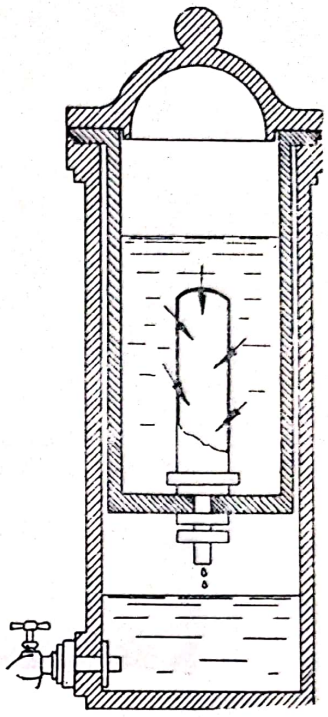


Fig. 6.76. **Schema filtrului cartuș cu kieselguhr.**

astfel filtrată, poate fi consumată fără inconveniente. *Bujiile cu diatomită* necesită aceleași îngrijiri ca și bujiile cu porțelan, însă au nevoie de o curățire mai frecventă, cel puțin o dată la 4 sau 5 zile.

Un tip special de filtru cu diatomită numit „*Katadyne*“ are o suprafață acoperită cu un catalizator de argint, care nu modifică porozitatea, dar care, prin acțiunea oligodinamică distruge bacteriile ce intră în contact cu suprafața. Acest gen de filtru nu trebuie curățit decît atunci cînd este colmatat.

Bujiile filtrante pot funcționa gravitațional, necesitînd două rezervoare, *bujiile fiind montate la rezervorul superior*. După ce apa traversează bujiile este înmagazinată în compartimentul inferior. În cazul *montării pe o conductă sub presiune*, bujia filtrantă este dispusă într-un recipient sub presiune ce este cuplat direct la rețeaua de distribuție. Un al treilea tip de montare constă dintr-o *pompă de mînă al cărui tub de aspirație este scufundat într-un recipient care conține apă*. Pompa în corpul căreia se află o bujie filtrantă este acționată la fel cu o pompă de bicicletă.

6.7.2.6. **Filtre cartuș din alte materiale.** Marea varietate de materiale poroase naturale sau sintetice utilizate la realizarea cartușelor filtrante, face posibilă existența unei game largi de astfel de filtre. Au fost realizate cartușe filtrante de diferite forme și alcătuire și cu diferite materiale (porozitate constantă, variabilă etc.), care au utilizări foarte variate.

În figurile 6.77, 6.78 și 6.79 se arată alte tipuri de cartușe filtrante, iar în figura 6.80 o secțiune prin peretele unui astfel de cartuș filtrant.

Scanned with OKEN Scanner

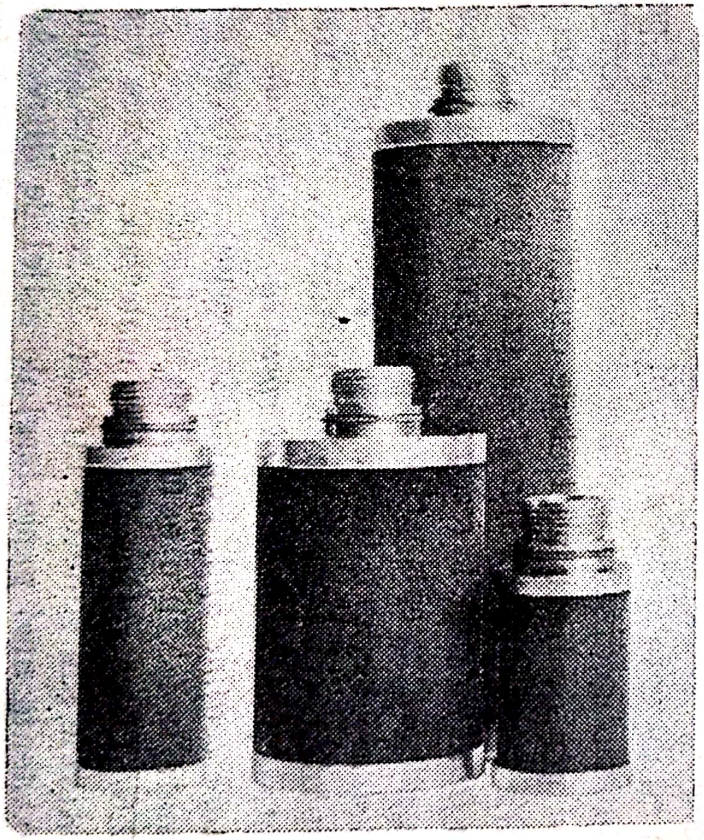


Fig. 6.77. **Cartuş filtrant I.**

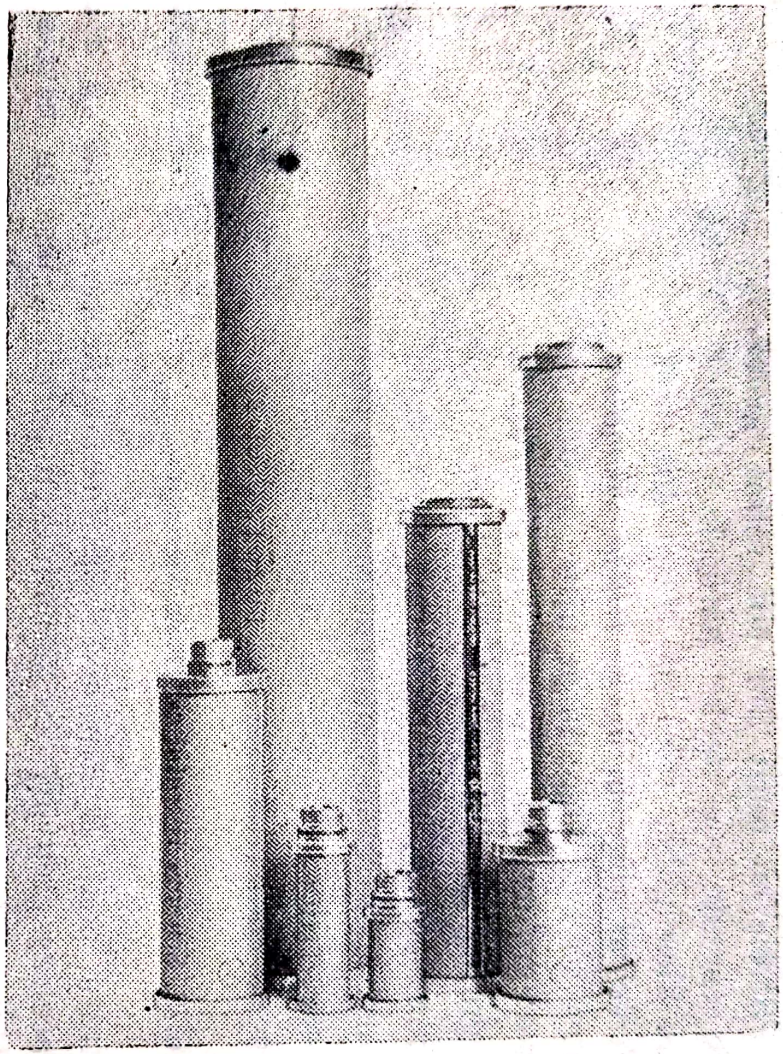


Fig. 6.78. **Cartuş filtrant II.**

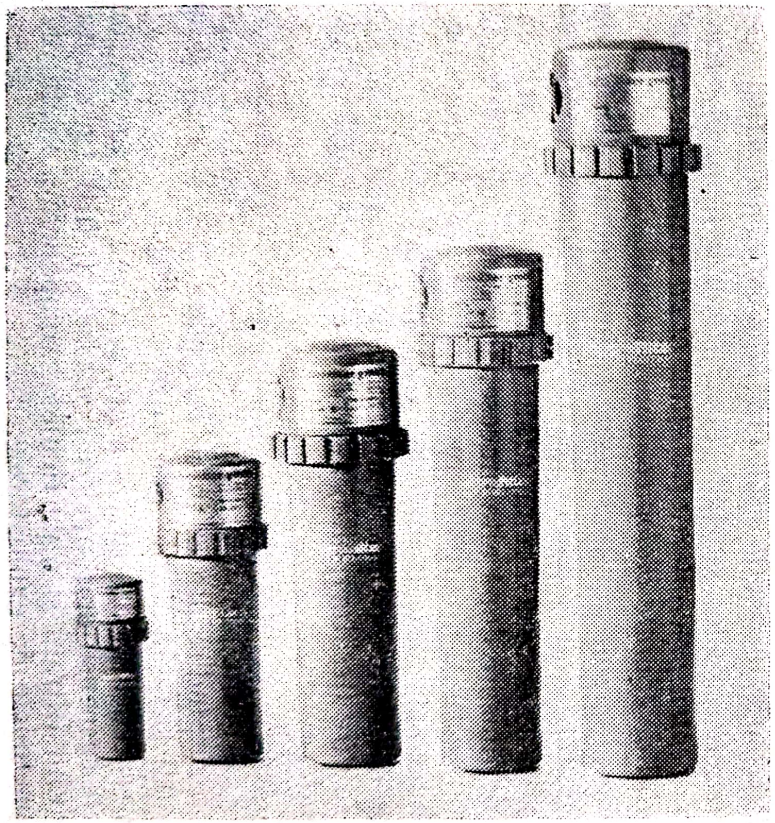


Fig. 6.79. **Cartuş filtrant III.**

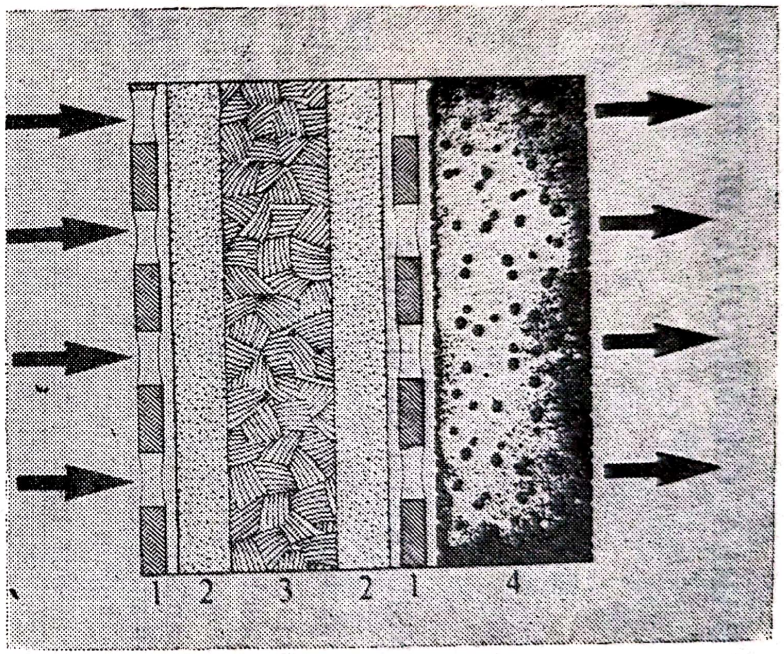



Fig. 6.80. **Secţiune prin peretele unui cartuş filtrant.**



Scanned with OKEN Scanner

# 7. FILTRAREA CA METODĂ DE EPURARE AVANSATĂ A APELOR UZATE

## 7.1. CONSIDERAȚII GENERALE

Procesul de filtrare aplicat de mult timp la tratarea apelor de alimentare a centrelor populate și industriei, a început să fie foarte des utilizat la epurarea apelor uzate, atît pentru îmbunătățirea și creșterea eficienței instalațiilor clasice, cît și pentru noile stații de epurare avansată.

După decantare, filtrarea este cel mai răspîndit procedeu de separare a suspensiilor din apele uzate, reușind să rețină 200—500 mg/l suspensii, producînd efluenți cu un conținut între 1 și 15 mg/l suspensii.

Filtrarea apelor uzate este un procedeu utilizat în general atunci cînd se cere o calitate superioară a efluentului evacuat și este aproape nelipsit cînd apa este reutilizată.

Dintre **aplicațiile specifice ale filtrării** se pot menționa:

1) *Reținerea flocoanelor biologice rămase în efluenții decantoarelor secundare după trecerea prin biofiltre sau instalații cu nămol activ.*

2) *Reținerea flocoanelor rezultate după tratarea fizico-chimică cu coagulanți sau cu var, pentru precipitarea fosfaților după bazinele de decantare secundare ale procesului de epurare biologică.*

3) *Reținerea suspensiilor rămase după tratarea cu coagulanți a apelor uzate în procesele de epurare terțiară sau de epurare fizico-chimică independentă.*

Procedeul de filtrare a apelor uzate poate fi aplicat atît ca etapă de tratare finală, de finisare după alte procese, sau ca etapă intermediară pentru pregătirea apei pentru faza următoare de tratare, ca de exemplu, înaintea tratării cu cărbune activ sau înaintea aplicării procedeului de osmoză inversă.

Ca **metode de filtrare** ce pot fi utilizate la epurarea apelor sînt atît *filtrele pe suport subțire* (țesături, site, microsite etc.), cît și *filtrele cu strat gros — filtrele granulare.*

În cadrul acestui capitol se vor examina în detaliu problemele specifice filtrării prin medii granulare — procedeu de epurare avansată a apelor uzate — care capătă o răspîndire din ce în ce mai mare [118 și 119] și în special, în cazul refolosirii și recirculării apelor uzate [120].

Eficiența procedeului de filtrare a apelor uzate depinde de concentrația și caracteristicile suspensiilor și apei ce urmează a fi filtrată, natura și caracteristicile mediului filtrant și a particulelor componente, modul de alcătuire al filtrului și metodele de exploatare.

Scanned with OKEN Scanner

În vederea alegerii tipului de filtru pentru epurarea apelor uzate este foarte important să se cunoască tratările prealabile și eficiența lor, în special al modului de pretratare chimică, după care, fiind cunoscută calitatea influentului pentru proiectarea filtrului, urmează a se stabili natura și mărimea materialului, grosimea stratului filtrant, viteza de filtrare, pierderea de sarcină finală, durata ciclurilor, modul de spălare etc.

Alegerea tipului de filtru, ca și a parametrilor menționați se face atît pe baza experienței existente, cît și pe baza studiilor pe instalații pilot, utilizînd o apă conform cu cea care urmează a fi preluată din instalația naturală.

## 7.2. SPECIFICUL FILTRĂRII APELOR UZATE CA METODĂ DE EPURARE AVANSATĂ

Experiența filtrării pentru obținerea apei potabile a fost folosită și în epurarea apelor uzate. Filtrarea prin medii granulare este utilizată pentru producerea apei potabile, pentru reținerea și îndepărtarea suspensiilor din apele de suprafață pretratate în prealabil prin coagulare și decantare, pentru îndepărtarea precipitatului la dedurizare, precum și pentru reținerea fierului sau manganului din apele subterane. Utilizarea experienței de proiectare și exploatare ale acestor folosiri ale filtrelor la tratarea apelor uzate a condus uneori la rezultate dezastruoase [155], deoarece în unele situații sînt de semnalat diferențe importante.

La filtrarea apelor uzate, instalația trebuie să fie proiectată pentru a face față unui debit continuu variabil și care crește neprevizibil, cu variații de la debite mici în timpul nopții — în zilele secetoase, la debite maxime orare din perioadele de ploi (bazinele de egalizare nu constituie întotdeauna o soluție). Filtrele pentru alimentări cu apă sînt concepute pentru debite constante, pentru perioade lungi și se dimensionează la debite maxime zilnice nu la debite maxime orare.

O altă diferență apare în problema conținutului de suspensii. În numeroase cazuri se confirmă faptul că în apele uzate, cantitatea de suspensii variază direct proporțional cu debitul. În aceste condiții eficiența decantării secundare este mai mică. Astfel, apa care va intra în filtre va prezenta o concentrație maximă de suspensii — care poate fi dublă față de media zilnică — ce trebuie reținută (30—50 mg/l) în perioadele de debit maxim, conducînd în astfel de situații la pierderi de sarcină mari și cicluri scurte. Deci, față de filtrarea pentru alimentarea cu apă care funcționează cu concentrații mai uniforme de suspensii a căror eficiență este determinată în principal de viteza de filtrare și suspensiile inițiale, la filtrarea apelor uzate calitatea apei filtrate este mai puțin dependentă de viteză și concentrația în suspensii a influentului.

Filtrarea apelor uzate epurate biologic din care rezultă o variație mare a concentrației, este afectată și de timpul de retenție în bazinele cu nămol activ. De asemenea, aceste suspensii solide sînt adesea mult mai lipicioase decît cele din filtrele de la tratarea apei și deci este mult mai dificil să fie îndepărtate în timpul spălării filtrelor.

Scanned with OKEN Scanner

*O altă problemă specifică filtrării apelor uzate este necesitatea de a se asigura o bună egalizare și uniformizare a debitelor pentru a se realiza încărcări constante.* De asemenea, avînd în vedere încărcarea mare de suspensii a apelor uzate — **trebuie să se asigure o bună distribuție a acestora în stratul filtrant,** ceea ce se poate asigura prin: ● *utilizarea unui material grosier care necesită viteze mari de spălare*; ● *utilizarea de strate duble sau triple, ori filtrare de jos în sus (ascendentă), de la materiale grosiere spre fine*; ● *utilizarea de material grosier în strat adînc, aproape monogranular*; ● *prevederea de pierderi de sarcină finale mari.*

## 7.3. ALCĂTUIREA ȘI FUNCȚIONAREA FILTRELOR

Instalațiile de filtrare a apelor uzate cuprind în general aceleași elemente ca și cele utilizate la tratarea apelor de alimentare: un bazin sau recipient, mediu granular, suport filtrant capabil să susțină mediul, instalații de distribuție și reglare a debitelor afluente, efluente și a celor de spălare, armături de manevră, aparatură de măsură etc.

O primă diferențiere a tipului de filtre utilizate se poate face și în funcție de sensul de curgere a apei prin stratul granular. Altă clasificare se poate face după numărul și natura materialelor folosite la alcătuirea stratului filtrant, precum și dacă funcționează cu nivel liber sau sub presiune.

În figura 7.1 sînt arătate schematic principalele moduri de alcătuire a filtrelor utilizate în prezent la epurarea apelor uzate.

În majoritatea situațiilor se utilizează un strat static cu curgere verticală, fie de sus în jos, fie de jos în sus (descendentă sau ascendentă).

*Filtrele cu medii granulare, descendente*, tradițional utilizate în tratarea apelor potabile cu un singur strat (diametrul efectiv 0,5 mm, coeficientul de neuniformitate 1,5—1,8; fig. 7.1, *a*) sînt cel mai des utilizate. Mai recent însă se utilizează și medii granulare ale căror dimensiuni scad de sus în jos, de la granulație mai fină la pietriș. Acest tip dă în general, rezultate nesatisfăcătoare la epurarea apelor uzate deoarece suspensiile conținute în acestea provoacă o pierdere de sarcină mare în stratul fin de suprafață.

*Filtrarea ascendentă printr-un strat mai gros și cu material grosier* (fig. 7.1, *b*) *este recent utilizată, în special în S.U.A.* [155] *și în Anglia.* Acest tip are ca avantaje principale, timpii și debitele reduse de spălare, iar ca dezavantaj necesitatea amplasării unei site la partea superioară a stratului de nisip, pentru a nu fi antrenat de curentul ascendent.

În Europa, se utilizează însă fără o largă răspîndire, filtrul cu alimentare dublă la partea superioară și inferioară, curgerea făcîndu-se în ambele direcții, iar colectarea efluentului în partea centrală (fig. 7.1, *c*).

Utilizarea unor materiale granulare de natură diferită este întîlnită la **filtrele cu strat dublu sau triplu.** Astfel, sînt frecvent folosite filtrele cu antracit și nisip (fig. 7.1, *d*) sau filtrele cu antracit ($\gamma = 1{,}35 \ldots 1{,}75$ tf/m³), nisip ($\gamma = 2{,}65$ tf/m³) și granat ($\gamma = 4{,}10$ tf/m³); (fig. 7.1, *e*).

Scanned with OKEN Scanner

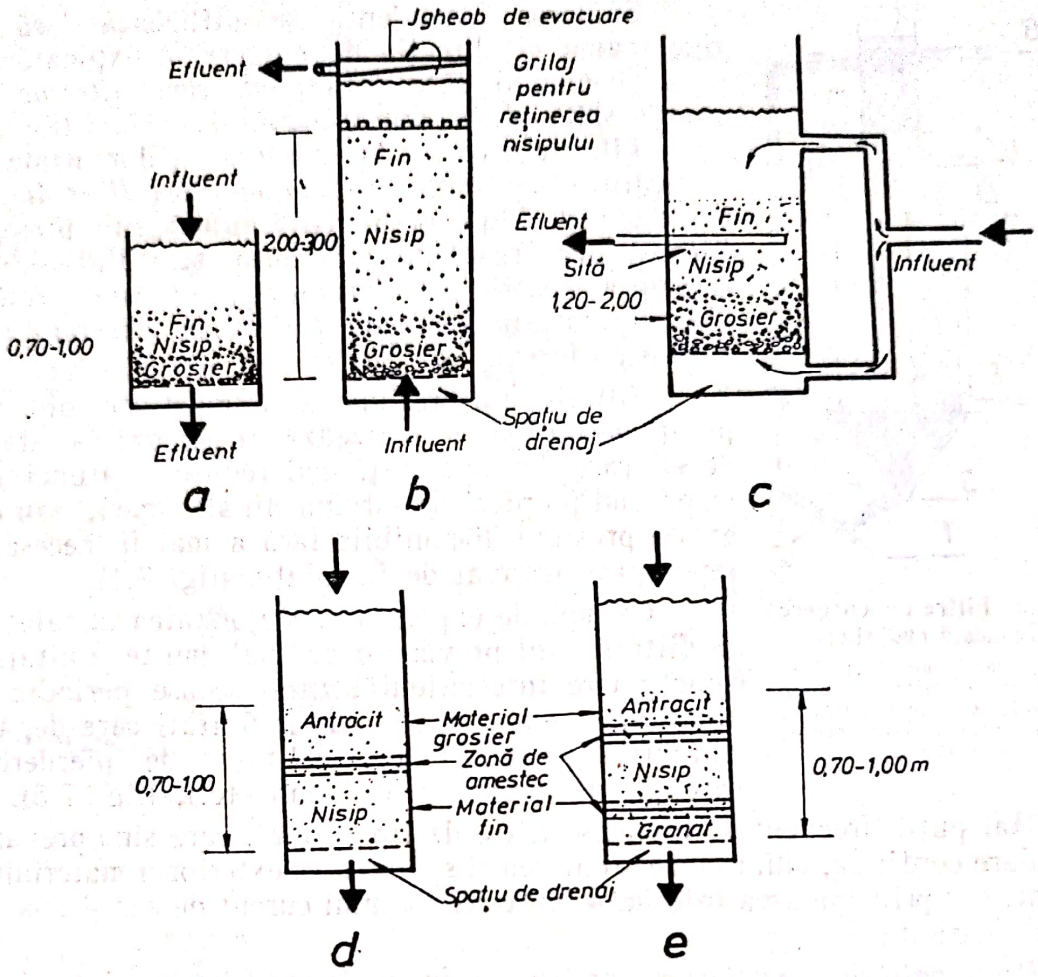



Fig. 7.1. **Schemele de alcătuire a filtrelor cu material granular:**
*a* — filtru convențional; *b* — filtru ascendent; un material; *c* — dublu curent; *d* — două materiale; *e* — trei materiale.

Acest tip de filtru este utilizat în mod curent în S.U.A. și prezintă următoarele **avantaje**:

1) *Asigură reducerea unui efluent de calitatea dorită, cu o viteză rațională.*
2) *Nu sînt necesare site de reținere ale materialului granular.*

De asemenea, prezintă și unele **dezavantaje** ca:

1) *Straturile duble sau triple necesită o adîncime mai mare de construcție pentru a funcționa fără presiuni negative.*
2) *Durata de spălare și de pregătire este mai mare cu 20—30 min, ceea ce face ca o unitate să fie scoasă din funcțiune un timp mai îndelungat.*
3) *Utilizarea a două sau trei feluri de materiale filtrante, necesită mai mare atenție la alegerea dimensiunilor și la spălare pentru a preîntîmpina pierderile și amestecarea excesivă a materialelor.*

Filtrarea are loc întotdeauna de la zona cu material mai grosier spre cea cu material fin care asigură o capacitate mai mare de reținere pentru o pierdere de sarcină dată.

Scanned with OKEN Scanner

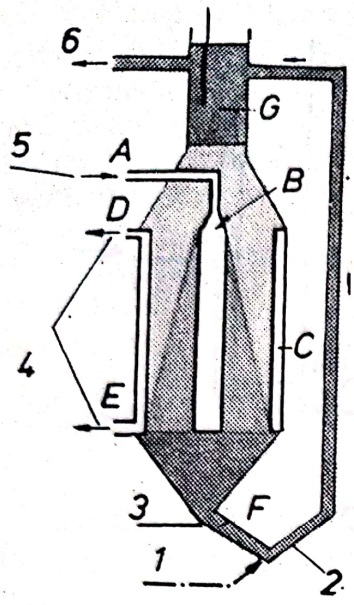



Fig. 7.2. **Filtre cu curgere orizontală radială:**
*1* — injectarea aerului; *2* — tub pentru aerolift; *3* — nisip şi nămol; *4* — apă filtrată; *5* — alimentarea apei brute; *6* — nămol.

Spălarea ascendentă se utilizează fără a se ţine seama de direcţia de curgere în exploatare.

Se mai folosesc — însă mai rar, *filtre de construcţie specială, cu curgere orizontală radială* (fig. 7.2).

**Filtrele utilizate la epurarea apelor uzate** pot fi alcătuite pentru a *funcţiona cu nivel liber în cuve deschise* (fig. 7.3) care lucrează numai sub presiunea hidrostatică creată de înălţimea stratului de apă deasupra materialului granular, sau *sub presiune*, în recipienţi închişi care realizează presiuni peste cea atmosferică.

Filtrele sub presiune sînt alcătuite din recipienţi de oţel şi se utilizează în general la staţiile de epurare de capacităţi mai reduse şi atunci cînd se prevăd pierderi de sarcină finale mari, sau cînd există presiuni disponibile fără a mai fi necesară o repompare în aval de instalaţie (fig. 7.4).

Ca mod de exploatare, majoritatea instalaţiilor de filtrare sînt prevăzute cu mai multe unităţi de funcţionare intermitentă, fiind scoase periodic din funcţiune pentru spălare acele unităţi care depăşesc anumiţi parametri (de calitate, de pierdere de sarcină, de debit sau de timp etc.), (fig. 7.5).

Mai puţin frecvent se întîlnesc filtre de tip special, care sînt prevăzute cu spălare continuă, chiar cu recircularea şi spălarea în exterior a materialului filtrant, sau prin spălarea internă — cu trecerea unui curent de aer şi apă prin stratul filtrant.

*Principalii parametri* ce se urmăresc în funcţionarea filtrelor sînt debitul, calitatea apei filtrate, precum şi pierderea de sarcină.

**Performanţele filtrului sînt determinate în principal de:** ● *caracteristicile influentului*; ● *caracteristicile mediului filtrant*; ● *viteza de filtrare*; ● *presiunea*; ● *modul de exploatare şi de spălare.*

Dintre acestea, **caracteristicile influentului prezintă o importanţă deosebită** referitor la: ● *concentraţia în suspensii*; ● *dimensiunea particulelor*; ● *proprietăţile fizico-chimice care influenţează adeziunea particulelor între ele sau de suprafaţa mediului filtrant*; ● *rezistenţa flocoanelor etc.*

În cazul ciclurilor de filtrare de 24 h sau mai mari, calitatea efluentului depinde în primul rînd de viteza de filtrare. Dacă durata ciclurilor se scurtează, efectul timpului de nefuncţionare şi al spălării devine mai important. Volumul apei necesare pentru spălare depinde de intensitate şi durată pentru a se asigura o spălare corespunzătoare.

**Factorii determinanţi în proiectarea unui sistem de spălare:** ● *mărimea particulelor, grosimea stratului şi greutatea specifică a materialului filtrant;* ● *natura suspensiilor reţinute, în special aderenţa lor la materialul granular şi tendinţa lor de a se acumula într-un strat dens la suprafaţa mediului*; ● *tipul de curăţire suplimentară adoptat.*

Scanned with OKEN Scanner

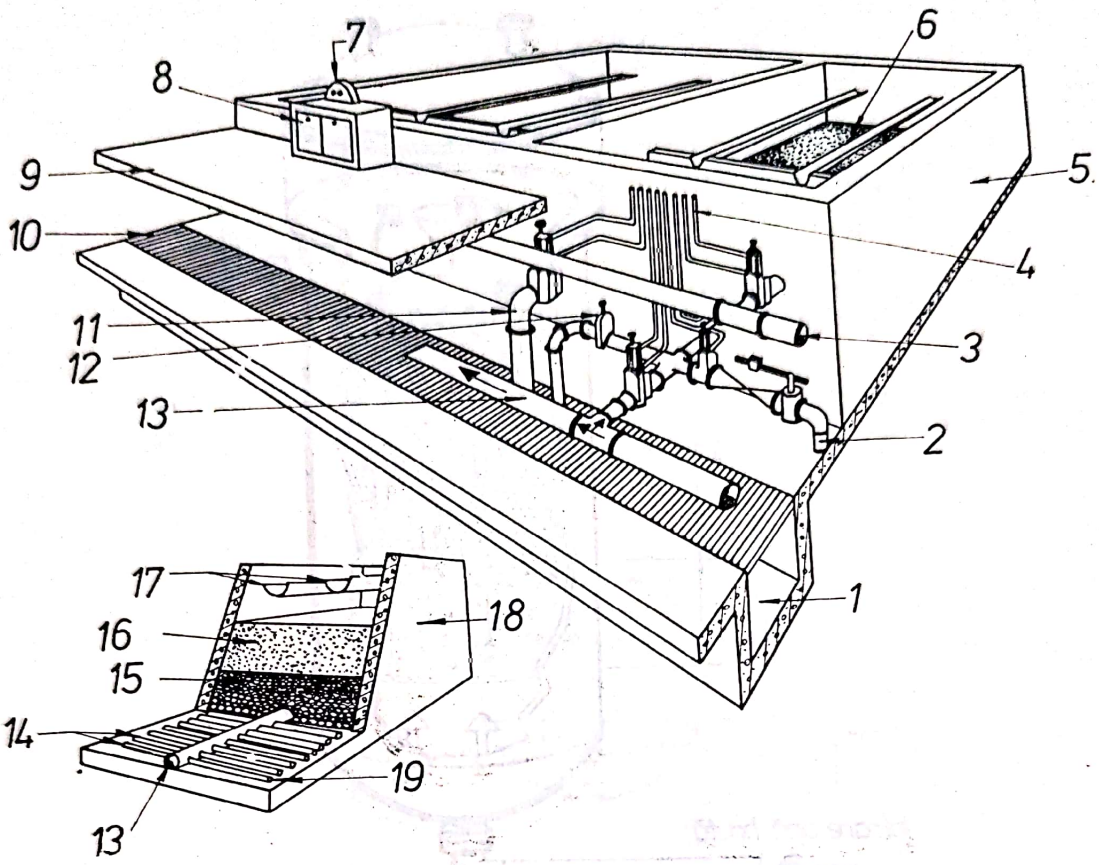



Fig. 7.3. **Filtre cu nivel liber.**

*1* — dren; *2* — ieşire apă filtrată; *3* — influent; *4* — conducte piezometrice; *5* — cuvă de beton; *6* — nivelul stratului filtrant în timpul spălării; *7* — indicator de pierdere de debit şi sarcină; *8* — pupitre de comandă; *9* — nivel de comandă; *10* — galeria conductelor; *11* — golire; *12* — conductă de spălare; *13* — conductă principală; *14* — conducte perforate; *15* — pietriş; *16* — nisip; *17* — jgheaburi de spălare; *18* — cuva filtrului; *19* — radierul filtrului.

Durata ciclurilor de filtrare este limitată fie de presiunea (înălţimea) disponibilă, fie de calitatea efluentului, care devine necorespunzătoare pe măsură ce stratul filtrant se colmatează cu suspensii.

**Factorii care influenţează interacţiunea parametrilor de funcţionare ai filtrelor:** ● *caracteristicile suspensiilor din influent*; ● *viteza de filtrare*; ● *temperatura şi viscozitatea apei filtrate*; ● *caracteristicile mediului filtrant*; ● *presiunea disponibilă.*

Pierderea de sarcină într-un strat granular curat variază proporţional cu viteza de filtrare şi invers proporţional cu dimensiunea granulelor. În determinarea pierderilor de sarcină cea mai importantă caracteristică a mediului este dimensiunea granulelor sau a porilor de la suprafaţa stratului. În filtrarea descendentă, printr-un strat cu granulozitate variabilă, particulele din influent cu dimensiuni $> \approx 7\%$ din dimensiunea minimă a stratului vor fi reţinute prin fenomenul de sită, ţinînd seama că rezistenţa lor este suficientă pentru a rezista forfecării de la suprafaţă. Efortul de forfecare variază cu viteza de filtrare şi viscozitatea lichidului.

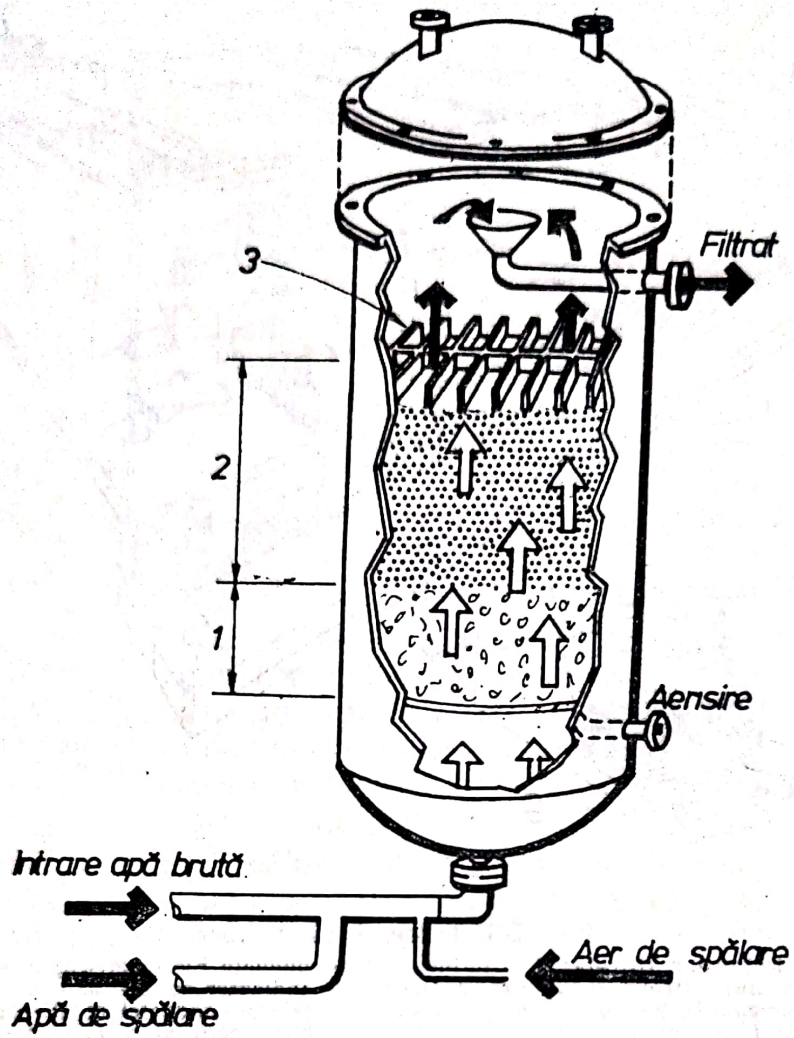



Fig. 7.4. **Filtru sub presiune cu funcţionare ascendentă:**
*1* — pietriş; *2* — nisip; *3* — grătar.

*În reţinerea prin fenomenul de cernere la suprafaţa stratului*, pierderea de sarcină creşte exponenţial cu timpul sau cu acumularea de suspensii. Cînd sînt reţinute la suprafaţă cantităţi mari de suspensii, creşte rapid pierderea de sarcină, ciclurile de filtrare sînt scurte, iar frecvenţa spălărilor — mare. Pe lîngă aceasta, există tendinţa ca suspensiile reţinute la suprafaţă să fie comprimate într-un strat dens care este dificil de îndepărtat prin spălare.

*Reţinerea suspensiilor în stratul granular* spre deosebire de reţinerea la suprafaţă prin fenomenul de cernere este denumită filtrarea în adîncime. În general şi în procesul filtrării apelor uzate, în majoritatea cazurilor se întîlnesc ambele **feluri de filtrare** — *cea de suprafaţă* şi *cea de adîncime*.

*În filtrarea de adîncime*, pierderea de sarcină creşte liniar — în funcţie de timp şi de acumularea suspensiilor. Comprimarea suspensiilor reţinute este limitată în acest caz de structura granulară a patului.

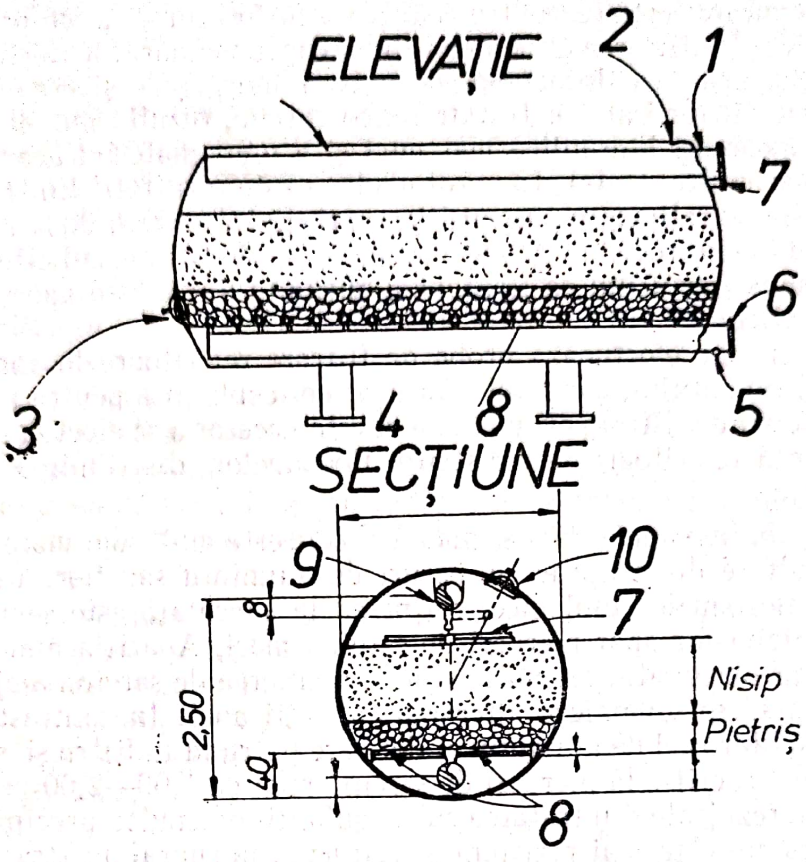



Fig. 7.5. **Filtre sub presiune orizontale:**
*1* — influent și apă de spălare; *2* — aerisire; *3*, *10* — orificii de vizitare; *4* — suporți; *5* — golire; *6* — filtrat și apă de spălare; *7* — spălare de suprafață; *8* — drenaj; *9* — distribuitor.

*În cazul filtrării descendente printr-un singur mediu*, cu cît suspensiile pătrund mai adînc în strat, cu atît crește mai lent pierderea de sarcină, însă primele suspensii pot ajunge pînă la efluent.

**Factorii principali care determină pătrunderea suspensiilor printr-un mediu granular:** ● *dimensiunea particulelor din materialul granular*; ● *grosimea stratului*; ● *viteza de filtrare*; ● *rezistența la forfecare a materiilor depuse*. Acești parametri pot fi exprimați prin relația (2.38) propusă de Hudson pentru coeficientul de penetrabilitate, care se poate aplica atît la filtrarea apelor de alimentare, cît și la filtrarea apelor uzate.

În filtrarea apelor uzate, caracteristicile influentului, respectiv ale suspensiilor ce trebuie reținute, reprezintă unul din factorii principali care influențează performanțele filtrului. Pe lîngă aceasta, viscozitatea apelor uzate care variază cu temperatura, prezintă influențe asupra procesului de filtrare, dar mai reduse.

Caracteristicile suspensiilor conținute în apele uzate, care determină performațele filtrelor, depind în primul rînd de procesele de tratare anterioare. Astfel, la filtrarea efluenților secundari, rezultați din tratarea cu nămol activ predomină flocoane biologice, spre deosebire de efluenții rezultați de la pro-

cedeele de epurare terțiară pentru reducerea fosforului — unde predomină flocoane chimice. În filtrarea efluenților din treapta primară, materiile în suspensie conduc la formarea flocoanelor de natură anorganică și organică.

În cazul filtrării apelor tratate fizico-chimic, rezultă mai eficientă adoptarea unor încărcări hidraulice mai mici și a unui material granular mai fin (două sau mai multe strate). În cazul apelor uzate rezultate din tratarea biologică, eficiența de reținere a suspensiilor variază între 50 și 90% cu o medie de 70%, pentru o apă uzată cu 35 mg/l suspensii și 60% în cazul efluenților după tratare chimică, rezultînd că flocoanele obținute din aceste ape sînt mai greu reținute în filtre.

În general se efectuează probe de filtrare referitoare la concentrația în suspensii a influentului, care sînt mai ușor de făcut, însă pentru a putea determina parametrii de filtrare cît mai corect este necesar a se efectua și alte studii, ca de exemplu referitoare la rezistența flocoanelor, distribuirea particulelor, adeziunea etc.

*Rezistența flocoanelor biologice la forfecare* este mult mai mare decît a celor chimice rezultate din tratarea cu săruri de aluminiu sau fier. În consecință, în filtrarea flocoanelor biologice, reținerea la suprafață este semnificativă și la sfîrșitul ciclurilor apar pierderi de sarcină mari. Apariția punctelor critice este foarte rar observată. În multe studii, pierderea de sarcină a ajuns la peste 10,00 m fără să se semnaleze alterarea calității apei. În contrast cu acestea, flocoanele de hidroxid de aluminiu și fier care pătrund în filtru și se dezagregă ajung la punctul critic la pierderi de sarcină mici de 1,00—2,00 m. În contrast cu flocoanele rezultate din tratarea cu coagulanții obișnuiți, precipitatul carbonatului de calciu este mai rezistent și reținerea la suprafața stratului filtrant poate să conducă la formarea unei zone dense și comprimate, care se înlătură greu prin spălare. Date similare sînt cunoscute cu privire la lipsa de rezistență a flocoanelor rezultate din precipitarea fosfaților din apele uzate, utilizînd sulfați de aluminiu, de fier sau var.

Adaosul de polielectroliți ca adjuvanți în influent asigură o creștere a rezistenței flocoanelor permițînd funcționarea la viteze mari fără a se ajunge la punctul critic. Doze de 0,1 mg/l sau mai mici sînt adeseori suficiente. Polielectroliții adăugați ca ajutători de coagulare în decantarea suspensională sau în unitățile de floculare pot contribui de asemenea, la creșterea rezistenței flocoanelor care urmează să fie filtrate. Pierderi de sarcină mari trebuie să fie disponibile pentru a face față pierderilor datorită flocoanelor rezistente; dozele administrate vor fi cît mai reduse pentru a evita pierderile de sarcină mari.

Dimensiunea flocoanelor în efluentul biologic sedimentat este împărțită în două mari grupe: una între 3 și 5 $\mu$ și alta între 80 și 90 $\mu$, în greutăți egale pentru fiecare grupă. Lucrările teoretice arată că particulele de dimensiuni mai mici sînt mai puțin reținute prin filtrare decît cele de dimensiuni mai mari. Pentru a se ajunge la performațe superioare de filtrare, este necesar a se reduce proporția particulelor de dimensiune mică la minimum, printr-o bună floculare.

*Filtrabilitatea suspensiilor rămase din decantoarele secundare* variază cu timpul de retenție a solidelor și cu timpul de contact în procesele biologice. Pentru sistemele biologice cu timpi de retenție și de contact mari, efluentul filtrat va avea puține suspensii solide. Este semnificativ că suspensiile din

efluenţii rezultaţi din aerarea prelungită filtrează bine, deşi adeseori decantează foarte mult şi sînt prezente în mari cantităţi în efluentul secundar. Explicaţia acestei comportări a suspensiilor din nămolurile active cu timpi îndelungaţi de retenţie este că pierd tendinţa de aglomerare în particule uşor sedimentabile, însă le creşte rezistenţa astfel încît sînt sfărîmate în particule de dimensiuni care nu sînt uşor filtrabile.

În timp ce calitatea efluentului influenţează suspensiile ce trec prin filtru, *pierderea de sarcină* reprezintă reţinerea suspensiilor şi depunerilor în stratul filtrant. Ambele încărcări în suspensii (concentraţia solidelor şi durata ciclului) şi eficienţa filtrului sînt importante în determinarea măririi pierderii de sarcină cu creşterea reţinerii de suspensii.

Numeroasele studii referitoare la aceste aspecte arată rezultate foarte diferite. Acestea pot fi explicate avînd în vederea marea diversitate a caracteristicilor suspensiilor, materialelor şi vitezelor, precum şi a diferitelor repartizări între pierderea de sarcină prin filtrarea de suprafaţă şi de adîncime. Este de dorit ca cea mai mare parte din suspensii să fie reţinute în adîncime şi mai puţin la suprafaţă.

În privinţa *efectului adeziunii* între particulele din suspensii sau cu cele ale materialului granular, măsurătorile disponibile sînt limitate la potenţialul zeta, pentru determinarea mobilităţii electroforetice.

Foarte puţine studii se referă la astfel de măsurători sau la cele pentru corectarea performanţelor în funcţie de ele. Tchobanoglous [135] arată că reducerea mobilităţii electroforetice negative naturale a suspensiilor din apele uzate, prin utilizarea polimerilor cationici, poate conduce la creşterea performanţelor filtrării. Nu trebuie să se adauge cantităţi prea mari de polimeri deoarece se poate ajunge la efecte contrarii.

În ceea ce privesc *caracteristicile fizice ale filtrului*, în cele mai multe cazuri se utilizează materiale cu astfel de dimensiuni care să conducă la reducerea filtrării prin cernere la suprafaţă şi să asigure o filtrare în adîncime. Numai în unele cazuri speciale se prevăd materiale filtrante fine, care urmează să reţină suspensiile, în principal prin filtrarea (cernerea) de suprafaţă, în care caz caracteristicile mediului filtrant au o influenţă mai mică asupra performanţei filtrului sau asupra pierderii de sarcină. De asemenea, îndepărtarea suspensiilor este aproape independentă de viteza de filtrare sau de concentraţia în suspensii a efluentului.

*Cea mai importantă caracteristică a materialului filtrant este dimensiunea.* În studiile în care a fost folosit material monogranular s-a demonstrat că materialul mai fin are eficienţe mai ridicate de reţinere, cu procente mai mari la diametre cuprinse între 1 şi 3 mm. În cazul materialelor fine, pierderea de sarcină pe unitatea de substanţă reţinută este de asemenea mai mare.

În cazul materialelor filtrante cu granule care cresc de la fin la grosier în direcţia curgerii, cea mai mare concentraţie de solide este realizată în stratul cu cea mai mare eficienţă de reţinere, ceea ce face ca reţinerea să fie concentrată pe o mică adîncime şi cu o pierdere de sarcină mare.

În cazul materialelor descrescătoare, de la grosier la fin în direcţia curgerii se produce o substanţială pătrundere a suspensiilor prin stratul grosier

Scanned with OKEN Scanner

în care sînt reținute în mare parte, cu o pierdere de sarcină redusă. Stratul cu granulație fină protejat de încărcarea cu suspensii grele este disponibil pentru finisare și pentru a preveni atingerea punctului critic atunci cînd stratul grosier începe să fie colmatat cu suspensii.

Grosimea materialului filtrant este foarte importantă în cazul straturilor grosiere uniforme. Din cauza neuniformității, eficiența de reținere este aproape constantă pentru toate straturile filtrului.

Dimensiunea și greutatea specifică a materialului filtrant sînt de asemenea importante în determinarea expandării în timpul spălării, precum și a gradului de amestec între straturi.

*Efectul vitezei de filtrare asupra performanțelor filtrului* poate fi importantă la filtrarea apelor uzate cu un conținut redus de suspensii care sînt sub formă de flocoane biologice; efectul asupra calității efluentului nu este semnificativ la încărcări hidraulice de peste 24,00 $m^3/g \cdot m^2$. În cazul unor viteze mari de filtrare rezultate din încărcări de peste 77,00 $m^3/h \cdot m^2$ reținerea suspensiilor este de 50% în comparație cu 75% cît se realizează la încărcări de 19,00 $m^3/h \cdot m^2$. În cazul unor flocoane chimice slabe sau al unor mari concentrații ale influentului cu suspensii biologice (ceea ce apare ca urmare a funcționării necorespunzătoare a treptei biologice), calitatea filtratului se înrăutățește la încărcări sub 10,00 $m^3/h \cdot m^2$. Adeseori schimbarea vitezelor de filtrare afectează calitatea efluentului mai mult decît menținerea unor viteze mari.

Vitezele mari de filtrare conduc la mărirea penetrării suspensiilor. În cazul în care se realizează o reținere semnificativă a suspensiilor la suprafață, pierderea de sarcină pe unitatea de volum de filtrat poate fi mai mică decît în cazul vitezelor mari. Studiile efectuate la Universitatea din Iowa (S.U.A.), [20] referitoare la filtrarea unor efluenți decantați, rezultați din filtrele biologice, arată că productivitatea pe ciclu (pînă la atingerea pierderii de sarcină finală) crește încet cu viteza, la încărcări hidraulice de peste 14,00 $m^3/h \cdot m^2$. Pentru efluenții rezultați din tratarea cu var, producția pe ciclu crește cu viteza pînă la valori de 12,00 $m^3/h \cdot m^2$ cînd încep să scadă. Stabilirea vitezelor optime rezultă din combinarea efectului de filtrare de suprafață cu filtrarea de adîncime, viteze de 4,00—6,00 m/h fiind cele mai frecvent întîlnite; vitezele optime se determină prin studii pe instalații experimentale. Se recomandă de asemenea folosirea stratelor din material grosier, ale căror avantaje pot fi reduse dacă viteza de filtrare nu este suficientă pentru a forța suspensiile să pătrundă în strat și să nu rămînă la suprafață.

*Influența modului de spălare.* În cazul filtrării apelor uzate, pe lîngă spălarea ascendentă, diferite modalități de spălare auxiliară sînt importante pentru curățirea materialului grosier.

**Dacă spălarea este necorespunzătoare, două inconveniente importante trebuie menționate:** ● *apariția crăpăturilor în stratul filtrant*; ● *formarea bulelor de nămol.* Apariția crăpăturilor în stratul filtrant se datorește compresiunii asupra învelișului subțire al granulelor filtrante și au ca rezultat o pătrundere mai grea în zonă a suspensiilor, precum și un efluent de calitate mai proastă care contribuie la formarea bulelor de nămol. Bulele de nămol sînt comprimate în masa materialului filtrant, care fiind prea dense rămîn în strat și după spălare. Dacă condițiile de formare a lor persistă, bulele de nămol tind

Scanned with OKEN Scanner

să crească în dimensiune şi să se dezvolte în adîncimea stratului, conducînd la creşterea pierderii de sarcină şi la alterarea calităţii efluentului.

Curăţirea cu aer sau spălarea cu jeturi de apă la suprafaţă sau în interior sînt utilizate ca metode auxiliare de curăţire a materialului filtrant. Aerul injectat sub materialul filtrant produce o forfecare, prin barbotarea şi ridicarea bulelor prin strat. Jeturile de apă amplasate în partea superioară a stratului expandat produc o sfărîmare a bulelor de nămol la suprafaţa stratului, care este foarte încărcat cu suspensii. În filtrele cu mai multe straturi, jeturile pentru spălare pot fi amplasate în zona de separaţie între diferitele materiale.

Sistemul principal de spălare ascendent, cît şi sistemele auxiliare de spălare pot fi proiectate pentru a funcţiona separat sau împreună. În general se recomandă o spălare ascendentă de 50,00 $m^3/h \cdot m^2$.

Intensitatea de spălare va trebui astfel aleasă pentru a asigura fluidizarea şi expandarea corespunzătoare a materialului filtrant.

Capacitatea sistemelor auxiliare de curăţire se stabileşte în general, pe baze empirice sau pe baza unor încercări. Aerul de spălare se foloseşte între 65 şi 72 $m^3/h \cdot m^2$ şi apa de spălare de suprafaţă cu viteze de 2,50—7,00 $m^3/h \cdot m^2$.

## 7.4. MATERIALE FILTRANTE

**Cele mai utilizate materiale în alcătuirea filtrelor granulare la epurarea apelor uzate:** ● *nisipul* ($\gamma = 2{,}65$ tf); ● *antracitul* ($\gamma = 1{,}40 \ldots 1{,}60$ tf); ● *granatul* ($\gamma = 4{,}00 \ldots 4{,}20$ tf); ● *ilmenitul* ($\gamma = 4{,}50$ tf). Aceste materiale sînt alese în limite foarte largi ale diametrului efectiv şi ale coeficientului de neuniformitate.

Aceste materiale în forma în care se găsesc în natură nu au o dimensiune uniformă, distribuţia dimensiunii granulelor (granulozitatea) este reprezentată prin curba granulometrică din figura 7.6 care are ca puncte caracteristice 10 şi 60% din greutatea granulelor.

Este posibil de a schimba caracteristicile materialului natural prin înlăturarea unor anumite fracţiuni de dimensiuni. Astfel, se poate ajunge la o granulaţie grosieră prin înlăturarea fracţiunii fine prin clasarea hidraulică ce se realizează la spălarea ascendentă cînd se înlătură stratul fin de suprafaţă. Fair şi Geyer [41] indică o metodă de calcul a dimensiunii particulelor care trebuie înlăturate sau înlocuite cu altele. *Cea mai importantă schimbare pentru majoritatea materialelor filtrante este înlăturarea particulelor foarte fine, adică, acelea care reprezintă mai puţin de 80% din diametrul efectiv.* Acest material fin, care în general nu reprezintă decît o mică parte din volumul total, dacă nu este înlăturat, poate să provoace pierderi de sarcină mai mari decît cele scontate. Prin sortarea realizată cu o atenţie deosebită este posibil să se ajungă la un material aproape uniform. Astfel de materiale sînt frecvent utilizate în studiile experimentale, însă mulţi proiectanţi nu acordă acestei probleme importanţa cuvenită, considerînd costurile suplimentare sortării materialului filtrant ca nejustificate. Practica a dovedit importanţa acestei probleme pentru funcţionarea filtrelor la epurarea apelor uzate, operaţie al cărui cost nu reprezintă nici 1% din costul filtrelor.

Scanned with OKEN Scanner

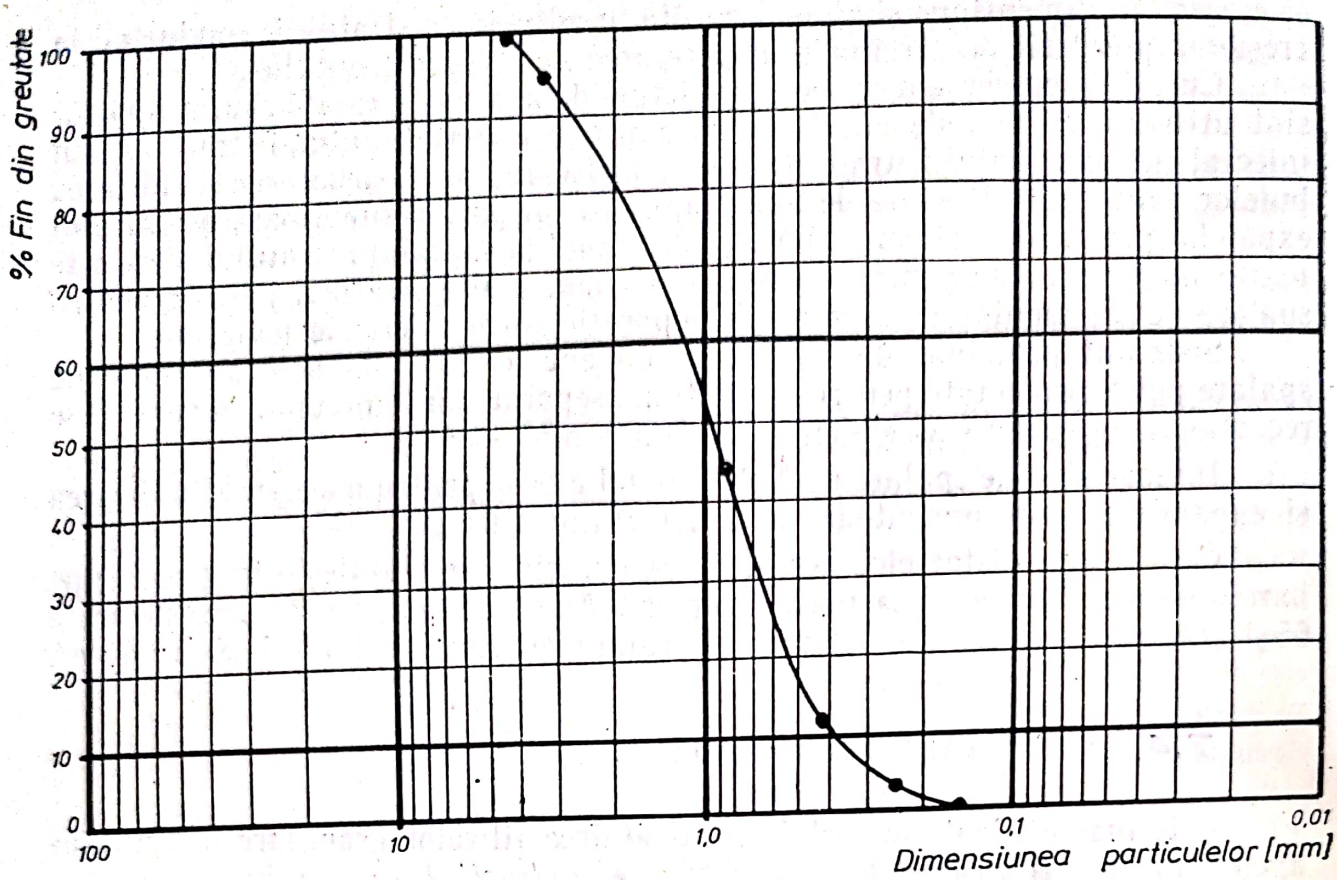



Fig. 7.6. **Curbă granulometrică.**

La utilizarea filtrelor cu două sau trei straturi, materialele trebuie alese cu astfel de greutăți specifice, încît după spălare să fie aranjate de la dimensiunea grosieră, la fină, granatul să rămînă la bază, cărbunele deasupra, iar nisipul la mijloc. Această distribuție se va păstra și după spălare, bineînțeles dacă materialul utilizat într-un singur strat, dublu-strat sau multistrat, corespunde ca dimensiuni ale particulei, distribuție și greutate specifică — pentru fiecare material în parte.

În filtrele cu dublu sau triplu strat, fiecare material este distribuit în strat, gradat de sus în jos, de la cel mai fin spre grosier, materialul grosier mai ușor fiind menținut deasupra materialului mai fin din stratul cu greutate specifică mai mare. Aceasta face posibilă existența stratelor mai grosiere, urmate de altele mai fine în sensul curgerii la filtrarea descendentă. Alt avantaj al filtrelor cu dublu sau multistrat, față de un singur material granular — este acela că bulele de nămol formate în filtru, rămîn la suprafața dintre cărbune și nisip — unde acționează mijloacele auxiliare de spălare.

Viteza maximă de sedimentare a particulelor din material determină intensitatea minimă necesară pentru o fluidizare adecvată a stratului pe timpul spălării. Prin urmare, pentru o dimensiune dată a materialului la partea superioară a stratului, poate fi utilizată cea mai mică viteză de spălare dacă fiecare material component este uniform, iar la partea superioară a stratului este antracit în locul unui alt material mai greu.

Scanned with OKEN Scanner

*Influența dimensiunii porilor*. Performanțele filtrelor din punct de vedere hidraulic sînt influențate mai mult de dimensiunea porilor decît de dimensiunea granulelor. Pentru un singur material component, dimensiunea porilor este direct proporțională cu dimensiunea granulelor și porozitatea (procentul volumului reprezentat de pori este constant, depinzînd numai de forma materialului). Cărbunele care este mai colțuros are o porozitate aproape de 0,5, pe cînd nisipul pînă la 0,4. În folosirea cărbunelui ca material filtrant în tratarea apelor, din cauza porozității lui mari, asigură o mai slabă reținere, însă cu o pierdere de sarcină mai mică decît nisipul cu aceeași dimensiune a granulei.

Dimensiunea porilor în filtrele multistrat depinde de gradul de amestec al materialelor componente. În cazul stratelor care nu se amestecă, dimensiunea porilor urmărește pe cea a materialelor componente. Cînd se amestecă materialele, adeseori cele din stratele mai fine din materialul mai dens de dedesubt, sînt dispersate în golurile stratelor grosiere ale materialelor mai ușoare de deasupra. Nu au fost încă stabilite metode precise de calcul ale dimensiunilor porilor pentru fiecare grad de amestec, pentru diferite caracteristici ale materialelor componente. În această situație este necesar a se obține date prin încercări în coloane cu diferite variante de amestec ale materialelor. Limitînd proporția dimensiunilor s-a propus să se controleze amestecul și să se evite extremele cînd mediul granular de mică densitate este colmatat de material foarte fin cu greutate specifică mare.

Camp [12] a ajuns la concluzia că pentru un filtru cu dublu strat, cu un mediu la suprafața de separare cu un raport al dimensiunilor (cărbune granular/ /nisip fin) de 2,8, nu rezultă amestec, iar pentru rapoarte de 4,0 amestecul are loc, pe o adîncime de 13 cm. Cleasby [19] recomandă ca pentru limita de amestec 15 cm și neridicarea particulelor fine, iar raportul dimensiunilor cărbune/ /nisip să fie 3,35.

Conley [22] recomandă, ca pentru a se evita ridicarea particulelor în stratele cu două materiale, dimensiunea efectivă a granulei de cărbune trebuie să nu fie mai mare de 3 ori, în comparație cu diametrul efectiv al nisipului. Oricare ar fi limita exactă a proporției, cînd se utilizează antracit granular pentru a se putea reține cantități de suspensii cu pierderi de sarcină mici, trebuie să se utilizeze de asemenea un nisip grosier corespunzător. Cînd calitatea efluentului sau a flocoanelor necesită un material mai fin decît nisipul, poate fi utilizat granatul. La o proporție a dimensiunilor cărbune/granat mai mare ca 5 nu se produce ridicarea deasupra suprafeței de separație.

Problema amestecării materialelor în cazul filtrelor multistrat formează subiectul unor dezbateri cu păreri contradictorii. În timp ce Camp recomandă măsuri de alegere a materialelor pentru a se reduce amestecul, alți autori arată că amestecul este avantajos între doi sau trei componenți ai mediului și recomandă un control al *amestecului „teoretic ideal"* — gradat de la grosier spre fin, în direcția scurgerii.

*În proiectarea stratelor filtrante* pot fi adoptate diferite variante avînd în vedere multitudinea posibilităților și combinațiilor de alcătuire: de aceea în special în cazul apelor uzate este necesară încercarea lor prealabilă.

Scanned with OKEN Scanner

Totuşi se pot menţiona **cîteva considerente privind modul de rezolvare:**

1) *Prevederea unui material granular la partea superioară.*

2) *Două sau trei straturi filtrante, asigură o calitate bună a filtrantului cînd se utilizează cărbune granular la partea superioară.*

3) *Prevederea de straturi adînci de nisip grosier de o singură dimensiune.*

4) *Materialul filtrant să fie gradat de la grosier către fin în direcţia curgerii.*

5) *Vitezele mari de filtrare conduc la o pătrundere puternică a suspensiilor în mediul filtrant.*

6) *Capacitatea de a se ajunge la pierderi mari de sarcină finale la sfîrşitul ciclului, care să aibă o durată acceptabilă, chiar dacă se ajunge la pierderi de sarcină mari.*

În alegerea modului de alcătuire a stratelor filtrante granulare trebuie să se ţină seama şi de multe alte considerente. Fiecare strat va trebui să fie alcătuit din material mai fin deasupra şi mai grosier la bază, condiţie valabilă pentru fiecare strat în parte. Dimensiunea materialului grosier de la bază este dictată de viteza minimă de spălare necesară pentru a se produce fluidizarea stratului. Utilizarea unui astfel de material grosier poate necesita intensităţi de viteze foarte mari de spălare, ceea ce măreşte costul spălării, atît ca exploatare (energie electrică), cît şi ca investiţii (pompe, rezervoare, conducte etc.), Reducerea dimensiunii materialului grosier de la bază poate fi realizată şi prin utilizarea unui material foarte uniform, ceea ce nu prezintă avantaje la asigurarea calităţii filtratului şi uneori, ridică costul materialului.

Utilizarea straturilor adînci formate aproape dintr-o singură dimensiune de material grosier, necesită grosimi mari pentru a se asigura o apă de calitate, iar eficienţa de reţinere a suspensiilor este comparabilă cu cea obţinută prin filtrele care sînt alcătuite din material grosier şi fin, de grosime mai mică cu două sau trei straturi. Datele rezultate din experienţa de pînă acum confirmă că dimensiunea materialului are o influenţă redusă asupra calităţii filtratului la epurarea terţiară prin filtrare, a apelor uzate. O dimensiune foarte mare (2—3 mm) la nisipul utilizat ca material filtrant poate necesita intensităţi foarte mari pentru spălare, pentru a se realiza fluidizarea stratului. Adeseori pentru această soluţie este necesară aplicarea unei spălări cu apă de subfluidizare, simultan cu aer de spălare.

În tabelul 7.1 se arată caracteristicile diferitelor materiale filtrante utilizate în cîteva moduri de alcătuire a filtrelor pentru epurarea apelor uzate.

Ca recomandare generală în toate cazurile se prevede ca filtrarea să se efectueze întîi printr-un strat grosier, şi apoi prin cel fin atît la filtrarea descendentă, cît şi la cea ascendentă, sau utilizînd două, trei sau un singur material în strat uniform, de grosime mai mare.

Nu sînt folosite filtrele care utilizează material fin ca singur strat care ar necesita metode speciale de spălare.

În alegerea şi dimensionarea materialului filtrant pentru fiecare situaţie şi caracteristici ale încărcării cu suspensii, ale rezistenţei flocoanelor etc. trebuie găsită soluţia corespunzătoare de alcătuire a filtrului.

La proiectarea filtrelor dublu-strat se utilizează adîncimi cuprinse între 75 şi 90 cm. Variaţia de nivel admisibilă, datorită spălării neuniforme la nisip, este de 30—38 cm.

Scanned with OKEN Scanner

*Tabelul 7.1* **Caracteristicile materialelor filtrante în diferite moduri de alcătuire**

| Alcătuirea stratului filtrant | Condiţiile de aplicare | Antracit | | | Nisip | | | Granat | | |
|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|
| | | Diametrul [mm] | Adîncimea [cm] | Coeficientul de neuniformitate | Diametrul [mm] | Adîncimea [cm] | Coeficientul de neuniformitate | Diametrul [mm] | Adîncimea [cm] | Coeficientul de neuniformitate |
| Un singur strat | *A* | — | — | — | 1,00—2,00 | 150 | 1,20 | — | — | — |
| Un singur strat | *A* | — | — | — | 2,00—3,00 | 180 | 1,11 | — | — | — |
| Dublu-strat | *B* | 0,90 | 92 | <1,60 | 0,35 | 30 | <1,85 | — | — | — |
| Dublu-strat | *A* | 1,84 | 38 | <1,10 | 0,55 | 38 | <1,10 | — | — | — |
| Trei straturi | *B* | 1,00—1,10 | 43 | 1,60—1,80 | 0,40—0,50 | 23 | 1,30—1,50 | 0,21—0,23 | 10 | 1,50—1,80 |
| Trei straturi | *C* | 1,20—1,30 | 76 | — | 0,80—0,90 | 30 | — | 0,40—0,80 | 15 | — |

*A* = încărcări mari de suspensii, flocoane rezistente; *B* = încărcări moderate, flocoane puţin rezistente; *C* = încărcări moderate, flocoane rezistente.



Scanned with OKEN Scanner

Grosimea minimă în cazul stratelor de antracit este de 38—45 cm; pot fi necesare adîncimi mai mari cînd încărcarea în suspensii a influentului este mare.

La filtrele cu trei straturi, în general, adîncimile sau adîncimile minime ale antracitului sau ale combinațiilor diferitelor materiale fine variază în aceleași limite ca și la filtrele cu dublu-strat.

La filtrele cu un singur material se utilizează grosimi de 1,00—1,50 m sau mai mari. În filtrarea descendentă se utilizează adîncimi mai mari pentru a crește eficiența, pe cînd în cele ascendente este necesar să se utilizeze materiale cu greutate specifică mare, pentru a împiedica ca să fie ridicat materialul din strat datorită presiunii aplicate în timpul exploatării. Avantajele teoretice ale filtrării ascendente de la material grosier spre fin se anihilează dacă dimensiunea minimă a granulei trebuie să fie grosieră pentru a se evita o antrenare excesivă.

Pentru prevenirea antrenării materialelor filtrante, la multe filtre cu funcționare ascendentă se amplasează o rezistență suplimentară la partea superioară, formată dintr-un grătar de reținere. Spațiul dintre barele grătarului trebuie să fie corespunzător pentru a preveni mișcarea stratului în sus — în timpul filtrării. O aranjare în formă de arc a granulelor între bare permite spații suficient de mari, de circa 100—150 ori diametrul celei mai mici dimensiuni din strat.

Filtrele ascendente nu pot funcționa cu viteze mari de filtrare, în special din cauza tendinței de ridicare a materialelor în timpul funcționării.

Vitezele mari de filtrare asigură o pătrundere în adîncime a suspensiilor și deci o utilizare mai bună a stratului, dar produc în același timp și pierderi mari de sarcină.

Încărcări hidraulice foarte mari (50,00 — 70,00 $m^3/h \cdot m^2$) pot fi cauza din care o mare parte a suspensiilor trec prin stratul de cărbune și sînt reținute în stratul de nisip. Prevederea unor astfel de viteze mari de filtrare este posibilă la filtrele sub presiune, care ajung la pierderi de sarcină finale mari și rezultă totuși mai economice din punctul de vedere al cheltuielilor de exploatare și de investiție. În acest caz trebuie avut în vedere că pentru optimizarea exploatării este necesar ca alegerea numărului de unități de filtrare în funcțiune să se poată face cu ușurință în corelație cu variația debitului și a concentrației în suspensii.

Alegerea materialelor filtrante și modul lor de dispunere depinde după cum s-a arătat, de o mulțime de factori care cuprind caracteristicile mediului, ale apelor uzate, modului de exploatare etc., care pot fi stabilite pe baza experienței cîștigate la instalații similare; pentru a se ajunge însă la cele mai bune performanțe este indispensabilă încercarea în instalații pilot, pe cît posibil cu aceleași ape uzate care urmează a fi filtrate. În astfel de stații pilot vor putea fi încercate atît diferite variante de materiale și de alcătuire, cît și de exploatare, în vederea optimizării procesului.

**Studiile la scară pilot vor trebui să urmărească următoarele obiective:**

1) *Compararea performanțelor diferitelor materiale filtrante și ale diferitelor moduri de alcătuire pentru situația dată.*

2) *Stabilirea relațiilor între debite, pierderea de sarcină, durata ciclului pentru diferite soluții de material și alcătuire.*

3) *Stabilirea limitelor pentru pierderea de sarcină şi viteze care să asigure calitatea necesară a efluentului.*

4) *Caracterizarea variaţiei calităţii apelor uzate în limitele performanţelor obţinute pentru diferite materiale.*

## 7.5. MODURI DE EXPLOATARE ALE FILTRELOR

În funcţionarea filtrelor folosite la epurarea apelor uzate se utilizează în principal, următoarele metode de exploatare: filtrare cu presiune constantă, filtrare cu viteză constantă şi filtrare cu viteză variabilă.

### 7.5.1. FILTRAREA CU PRESIUNE CONSTANTĂ

La această filtrare se utilizează toată înălţimea disponibilă care este aplicată pe întreaga perioadă a ciclului. La început rezistenţa filtrului este mică şi viteza de filtrare foarte mare, rezultînd deci debite mari. Pe măsură ce filtrul se colmatează cu suspensii, creşte rezistenţa şi întrucît sarcina aplicată rămîne constantă, debitul descreşte ca urmare a scăderii vitezei. Această metodă de funcţionare este mai puţin răspîndită deoarece în filtrele care funcţionează gravitaţional sînt necesare volume mari de înmagazinare deasupra stratului filtrant se utilizează totuşi la filtrele sub presiune în unele cazuri.

### 7.5.2. FILTRAREA CU DEBIT CONSTANT SAU NIVEL CONSTANT

Este metoda cea mai frecvent utilizată la filtrele funcţionînd gravitaţional, cît şi la cele sub presiune. Viteza sau nivelul constant este menţinut prin acţionarea manuală sau automată a vanei de ieşire a filtrului. La începutul ciclului, filtrul este curat şi apare o mică rezistenţă. Pentru a menţine viteza sau nivelul constant, o parte din presiune se pierde prin filtrare, iar o parte din presiunea disponibilă este consumată în vana de pe conducta de evacuare a efluentului. La pornirea ciclului, vana este aproape închisă şi produce o pierdere de sarcină suplimentară necesară menţinerii vitezei sau nivelului dorit. Pe măsură ce filtrarea continuă, filtrul începe să se colmateze cu suspensii şi vana pe conducta de ieşire trebuie deschisă lent. Cînd vana este deschisă complet, ciclul trebuie terminat, deoarece de aici orice creştere a rezistenţei filtrului nu mai este echilibrată de o scădere a rezistenţei la vană. Atunci partea din presiunea care acţionează filtrul va descreşte şi viteza va descreşte; de asemenea, va creşte nivelul apei la filtrele care funcţionează gravitaţional.

**Dezavantajele acestui sistem:**

1) *Costul de investiţii şi de exploatare este mai mare datorită sistemelor de control.*

2) *Calitatea apei filtrate nu este aşa de bună ca la filtrele de la alimentări cu apă potabilă care funcţionează cu viteză variabilă.*

3) *Sistemul iroseşte presiunea disponibilă cînd filtrul este curat prin strangularea de pe conducta de plecare.*

4) *Vanele se uzează repede, nu mai funcţionează corect, necesitînd frecvente reparaţii şi întreţineri.*

Scanned with OKEN Scanner

Un alt mijloc de control al debitului este acela de distribuţie al debitului de intrare în mod egal la toate compartimentele cu ajutorul unei cutii-deversor la fiecare cuvă a filtrului. Cutiile au o asemenea adîncime încît nivelul apei să poată asigura înălţimea maximă de lucru cînd stratul filtrant este murdar. Un deversor pe conducta de evacuare menţine o contrapresiune constantă sau un nivel minim al apei pentru a nu se produce presiuni negative sau golirea accidentală a filtrului (fig. 7.7).

**Avantajele acestui sistem:**

1) *Eliminarea dispozitivelor de control al debitului nu necesită întreţinere pretenţioasă.*

2) *Variaţiile de debit sînt distribuite automat între cuve.*

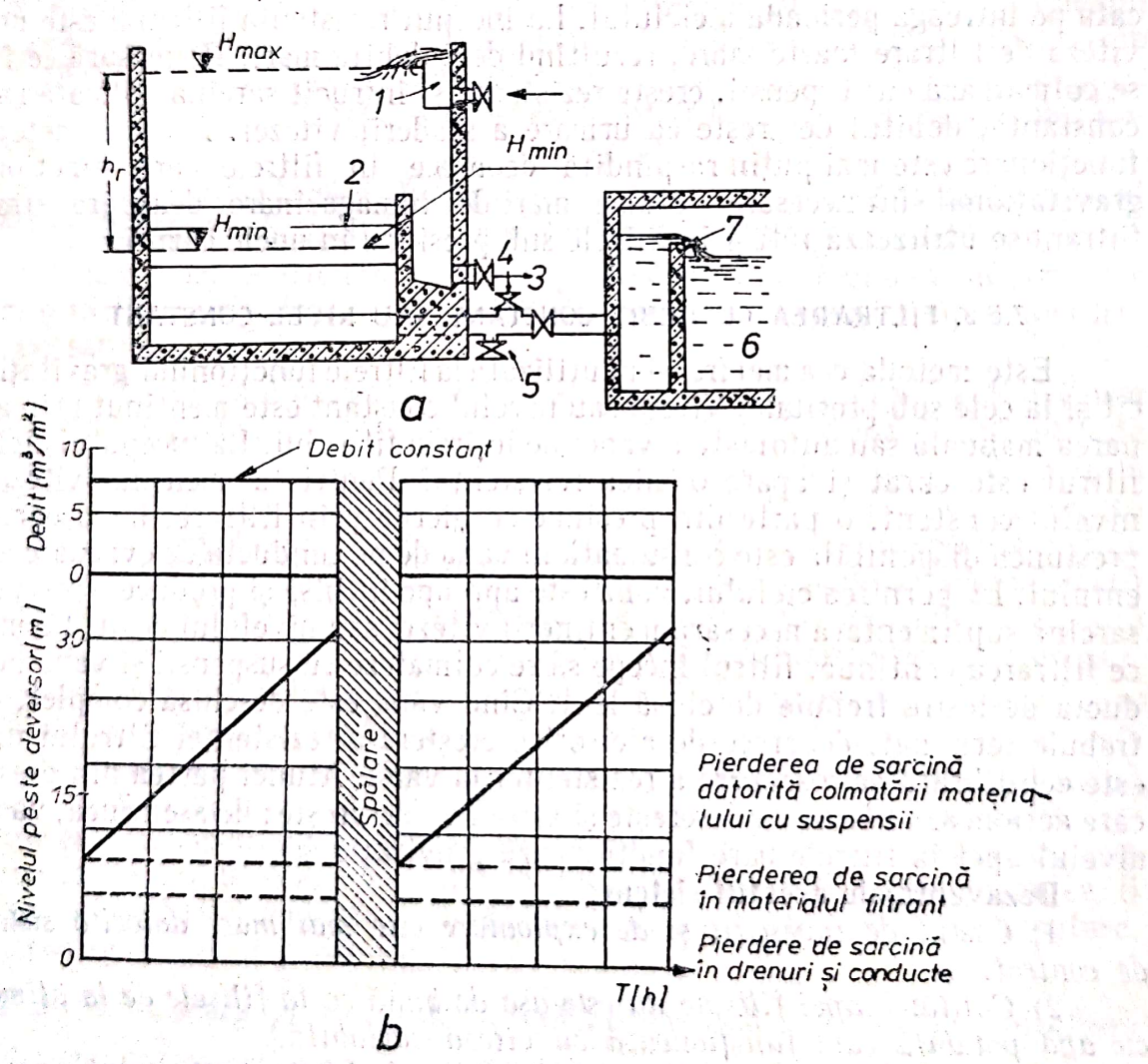



**Fig. 7.7. Filtre cu distribuţie egală a debitului:**

*a* — secţiune prin filtru; *b* — grafic de funcţionare; *1* — cameră de distribuţie; *2* — jgheaburi de spălare; *3* — ieşire apă spălare; *4* — intrare apă spălare; *5* — golire; *6* — rezervor apă filtrată; *7* — deversor apă filtrată.

Scanned with OKEN Scanner

3) *Pierderea de presiune poate fi citită direct din măsurarea nivelului în cutiile-filtrului. Cînd aceasta ajunge la maximum (pierderea de sarcină finală) este necesară declanşarea spălării.*

4) *Este necesar numai un singur debitmetru principal.*

5) *Schimbările vitezei de filtrare sînt treptate datorită timpului necesar creşterii nivelului în cutia filtrului, după operaţia de spălare.*

**Dezavantajele acestui sistem:** *se pierde o parte de presiune între conducta de distribuţie şi filtre, precum şi datorită costului cuvei de filtrare, care creşte cu adîncimea.*

### 7.5.3. FILTRAREA CU VITEZĂ VARIABILĂ

Această filtrare este mai puţin răspîndită, fiind asemănătoare cu cea prin distribuţia debitului la intrare, menţionată mai înainte, cu unele particularităţi. Astfel, este necesar ca filtrul să fie alcătuit din mai multe cuve care funcţionează la aceeaşi presiune, însă la diferite debite în funcţie de gradul de colmatare. La o presiune constantă, debitul unui singur filtru se reduce pe măsură ce funcţionarea progresează. Cuva care este prevăzută pentru spălare este întotdeauna aceea care a funcţionat un timp mai îndelungat şi materialul filtrant este mai colmatat. Debitul total al tuturor cuvelor poate fi controlat prin variaţia presiunii aplicate, respectiv prin variaţia nivelului apei în amonte sau în aval. Cînd se face reglarea prin variaţia nivelului aval, trebuie să se folosească o cameră de compensare pentru a limita viteza de schimbare a presiunii şi a debitului la oprire sau la repunerea în funcţiune.

În figura 7.8 se arată modul de alcătuire al unui astfel de filtru. Apa brută intră în filtru sub nivelul jgheaburilor. Cînd nivelul apei în filtru este sub nivelul jgheaburilor, instalaţia funcţionează ca un filtru cu debitul influent distribuit egal, cu debit constant. Cînd nivelul apei este deasupra nivelului jgheaburilor de spălare, filtrul funcţionează cu debit variabil. În general nivelul apei în filtru va fi sub nivelul jgheaburilor numai timpul cînd toate filtrele sînt în spălare sau cînd toată staţia a fost oprită sau debitul influent a scăzut, iar odată cu el şi nivelul în jgheaburi. În cele mai multe cazuri pierderea de sarcină prin conducta de apă filtrată, material filtrant şi drenaj va varia între 0,90 şi 1,20 m păstrînd un nivel scăzut peste cota jgheaburilor.

*Nivelul apei este elementul esenţial de urmărit în tot timpul funcţionării filtrelor.* Aceasta se realizează prin prevederea unor conducte sau canale de alimentare a cuvelor, filtrelor, precum şi vane sau stavile corespunzător de mari pentru fiecare cuvă a filtrului. Astfel, pierderea de sarcină pe conducta principală de alimentare sau prin vane va fi mică şi nu va influenţa debitul fiecărei cuve. Conducta de alimentare şi vana vor fi astfel capabile să asigure oricînd debitul necesar fiecărui filtru în orice moment. O vană de reducere a debitului este indicat a fi plasată pe conducta de evacuare a filtratului pentru a împiedica funcţionarea la debite excesiv de mari cînd filtrul este curat.

Fiecare filtru va primi o parte din debitul total corespunzător alimentării cu acelaşi nivel pentru toate cuvele. Pe măsură ce procesul de filtrare

Scanned with OKEN Scanner

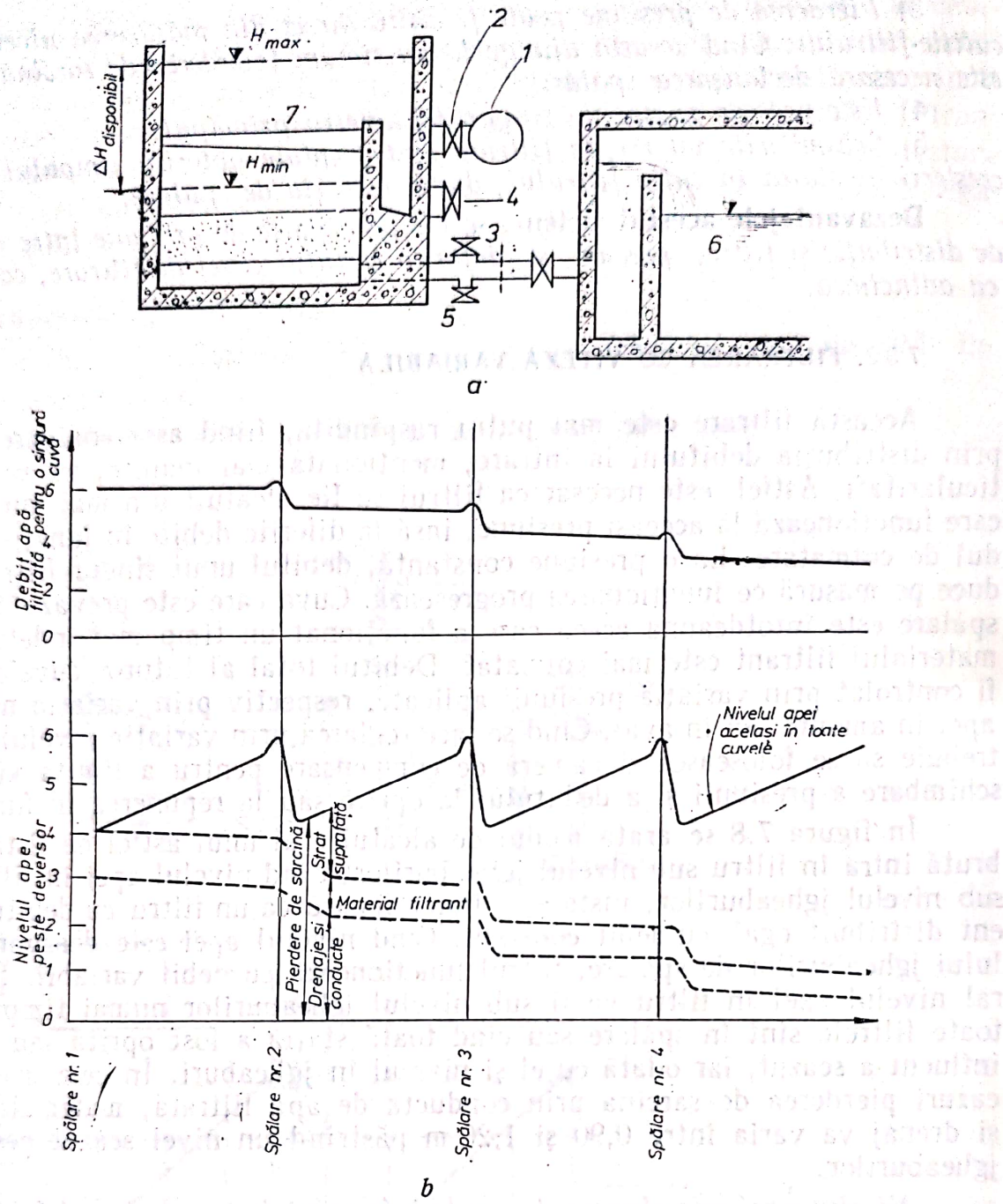



Fig. 7.8. **Filtre cu debit variabil:**
*a* — secțiune; *b* — grafic de funcționare; *1* — conductă principală de alimentare; *2* — vana la fiecare cuvă; *3* — apă spălare; *4* — ieșire apă spălare; *5* — golire; *6* — apă filtrată; *7* — jgheab.

continuă, debitul prin cel mai murdar (colmatat) filtru va scădea cel mai repede, iar debitul se redistribuie în mod automat: cuvele filtrelor mai curate preiau capacitatea pierdută de către filtrele murdare. Nivelul apei crește încet prin redistribuirea debitului datorit pierderilor de sarcini adiționale prin filtrele curate, prin preluarea debitelor de la filtrele murdare. Pe măsură ce nivelul apei crește, decalarea produsă de scăderea debitului prin filtrele murdare conduce la o scădere lentă a debitului total, deci prin această metodă de exploatare se produce scăderea gradată a debitului pînă la sfîrșitul

Scanned with OKEN Scanner

ciclului. Calitatea apei filtrate este afectată mai puțin de o creștere bruscă a debitului influent, deoarece în acest caz creșterea este preluată de filtrele mai curate, unde aceasta are un efect mai redus asupra calității efluentului.

Schimbarea vitezelor de filtrare în timpul unei zile, conduce la schimbări în debitul total al stației de filtrare, care se produc gradat și încet fără nici un echipament automat de reglare. În general, la acest sistem de exploatare se pot aplica încărcări peste cele proiectate, însă la fiecare cuvă luată în parte, această încărcare nu trebuie să depășească 20—40% din încărcarea prevăzută inițial.

**Avantajele principale ale acestei metode de filtrare:**

1) *Asigură o calitate mai bună a efluentului decît cel obținut la funcționarea cu debit constant la care apare degradarea calității efluentului la sfîrșitul ciclului.*

2) *Necesită o pierdere de sarcină (înălțime) disponibilă mai mică comparativ cu cea la exploatarea cu debit constant, deoarece debitul scade pînă la sfîrșitul fiecărui ciclu.* Pierderea de sarcină în stratul drenant și conducta de evacuare a apei filtrate descrește (cu pătratul debitului) și asigură astfel prelungirea ciclului o perioadă mai mare decît este posibil în cazul funcționării cu debit constant la aceeași înălțime disponibilă.

**Dezavantajul metodei de exploatare:** *necesitatea existenței unor volume de apă mari înmagazinate în amonte.*

Din cele arătate, *funcționarea filtrelor cu debit variabil reprezintă cea mai bună metodă de exploatare a filtrelor gravitaționale, în afară de filtrele proiectate cu pierderea finală de sarcină foarte mare* (de exemplu mai mare de 3,00 m) în care caz funcționarea cu nivelul constant sau prevederea sub presiune poate fi cea mai avantajoasă soluție din punct de vedere economic. Filtrele sub presiune pot fi exploatate de asemenea funcționînd cu debit variabil; însă orice schimbare de debit impusă stației provoacă imediat modificări ale debitului în cazul filtrelor sub presiune.

## 7.6. SPĂLAREA FILTRELOR

Problemele spălării în contracurent a stratelor granulare reprezintă o importanță deosebită la filtrarea apelor uzate, deoarece multe aspecte nu sînt încă complet elucidate, experiența acumulată la tratarea ape or de alimentare nefiind suficientă, întrucît aceste filtre pentru ape uzate primesc efluenți secundari sau terțiari care conțin încărcări mari de suspensii care aderă mai mult de materialul granular.

În general la spălarea filtrelor pentru ape uzate este necesar să se utilizeze și sisteme auxiliare de spălare.

### 7.6.1. SPĂLAREA CU CURENT ASCENDENT

Suspensiile acumulate în filtru sînt evacuate cu ajutorul unui curent ascendent de apă de spălare. Debitul de apă uzată rezultat este apoi recirculat fiind introdus într-o treaptă de tratare anterioară, în mod obișnuit în decantoarele primare. Dacă intensitățile necesare depășesc debitul dispo-

Scanned with OKEN Scanner

nibil se recomandă înmagazinarea apei de spălare. Debitele apelor de spălare recirculate vor fi egalizate prin înmagazinare astfel încît să nu se întrerupă procesele anterioare de tratare. Vitezele de spălare în contracurent pentru o curățire eficientă variază cu dimensiunea și densitatea materialului filtrant.

Bauman și Cleasby [9] recomandă capacități de spălare cu debit ascendent, adecvate fluidizării a 90% din componentele fine ale fiecărui material.

Efortul tangențial hidrodinamic maxim și o curățire eficientă rezultă atunci cînd porozitatea mediului expandat este $\approx 0{,}7$. Pentru obținerea acestei porozități și în stratul de suprafață de nisip neuniform (dimensiune efectivă — 0,4, coeficient de uniformitate — 1,47) este necesară o expandare de $\approx 50\%$. Din cauză că porozitatea neexpandată a cărbunelui este mai mare, materiale filtrante care conțin cărbune necesită o expandare de numai 20—25% pentru a atinge o porozitate de 0,7 în straturile de suprafață.

Intensitățile de spălare în contracurent folosite în general în practică, variază pînă la 50,00 $m^3/h.m^2$ și nu asigură o expandare mai mare de 15—30%, exceptînd mediile foarte fine. Aceasta înseamnă că necesită o durată de spălare în contracurent mai mare (10 sau chiar 15 min) și un consum mai mare de apă pentru a se realiza o spălare eficientă.

La orice intensitate și durată de spălare aleasă la proiectare, este necesar ca dimensionarea conductelor, supapelor, pompelor și a rezervoarelor de înmagazinare să se facă cu o capacitate suplimentară de cel puțin 25%.

Sînt cunoscute metodele de determinare a expandării stratelor de nisip [2], însă acestea nu au fost extinse corespunzător la alte materiale filtrante. Expandarea materialelor componente ale filtrelor multistrat se poate obține totuși ușor prin încercări de spălare în contracurent, în instalații pilot.

Pentru realizarea unei afuieri corespunzătoare se recomandă spălarea cu aer, însă pînă în prezent nu s-a dovedit o eficacitate de durată.

Studiile efectuate la Universitatea din Jowa [19] arată că spălarea cu aer simultan cu un debit ascendent care realizează o fluidizare completă poate curăța un strat de filtrare colmatat cu particule de nămol acumulate.

Se recomandă ca debit specific de aer sub presiune 10—25 $l/s \cdot m^2$ timp de 4—5 min, iar pentru apă 12—15 $l/s \cdot m^2$ timp de 15—20 min.

### 7.6.2. ROLUL DRENAJELOR ÎN SPĂLAREA FILTRELOR

Drenajele vor fi astfel alcătuite pentru a realiza distribuirea apei de spălare cît mai uniform posibil. Variația excesivă a vitezei apei de spălare are ca rezultat o curățire inegală și ineficace. Mai mult chiar, acțiunea excesivă a jetului poate duce la deplasarea laterală a pietrișului și la colmatarea drenajelor cu material filtrant.

În general sistemele de drenaj utilizate pentru filtrarea apelor de alimentare pot fi folosite de asemenea și la filtrarea apelor uzate. Unul din primele sisteme folosite la filtrarea apei constă din cîteva straturi de pietriș sortat care înconjoară conductele de distribuție așezate pe radierul filtrului. Orificiile conductelor asigură o distribuție inițială a apei de spălare (fig. 7.9).

Scanned with OKEN Scanner

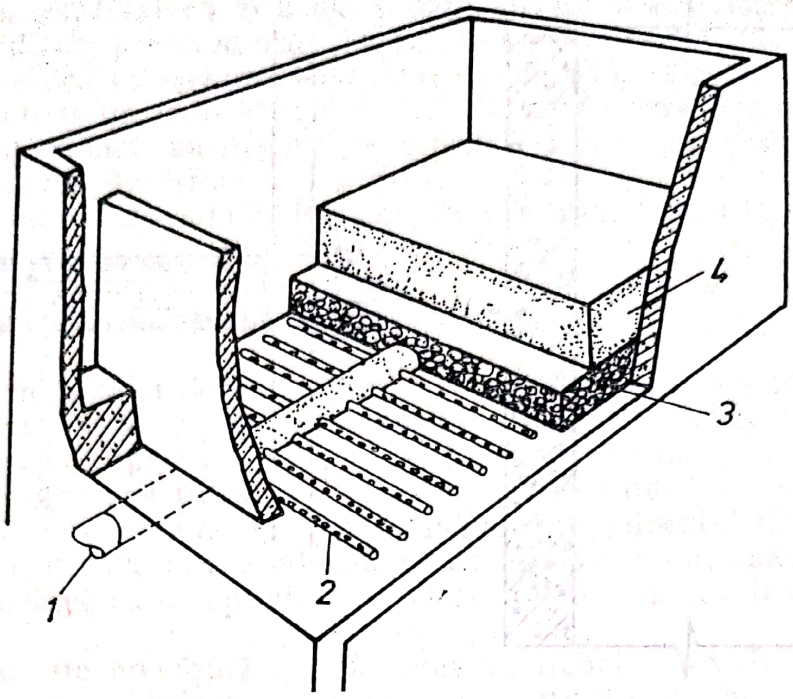



Fig. 7.9. **Sistem de drenaj cu conducte aşezate pe radierul filtrului:**
*1* — conductă principală; *2* — conducte ramificate cu orificii; *3* — strat de pietriş; *4* — strat de nisip.

Distribuţia finală se face pe măsură ce apa se mişcă vertical prin pietriş. Fair şi Geyer [41] recomandă folosirea unor formule empirice pentru dimensionarea conductelor laterale pe baza unor analize hidraulice.

Alte sisteme folosesc blocuri cu orificii care formează un radier fals, în locul conductelor de distribuţie. Pietrişul este aşezat apoi deasupra acestui radier. În figura 7.10, *a*, *b* se arată diverse sisteme folosite pentru alcătuirea drenajelor.

În tabelul 7.2 se arată unele propuneri privind grosimea şi dimensiunea stratelor de pietriş folosit la filtrarea apelor uzate pentru a se realiza intensităţi mari de spălare în contracurent.

*Tabelu' 7.2*

**Grosimea şi dimensiunea stratelor de pietriş pentru filtre**

| Grosimea stratului [cm] | Dimensiunea granulei [mm] |
|---|---|
| 6,50 | 2,1— 3,2 |
| 7,50 | 3,2— 6,5 |
| 8,00 | 6,5—12,7 |
| 9,00 | 12,7—20,0 |
| 10,00 | 20,0—38,0 |
| 15,00 | 38,0—75,0 |

Scanned with OKEN Scanner

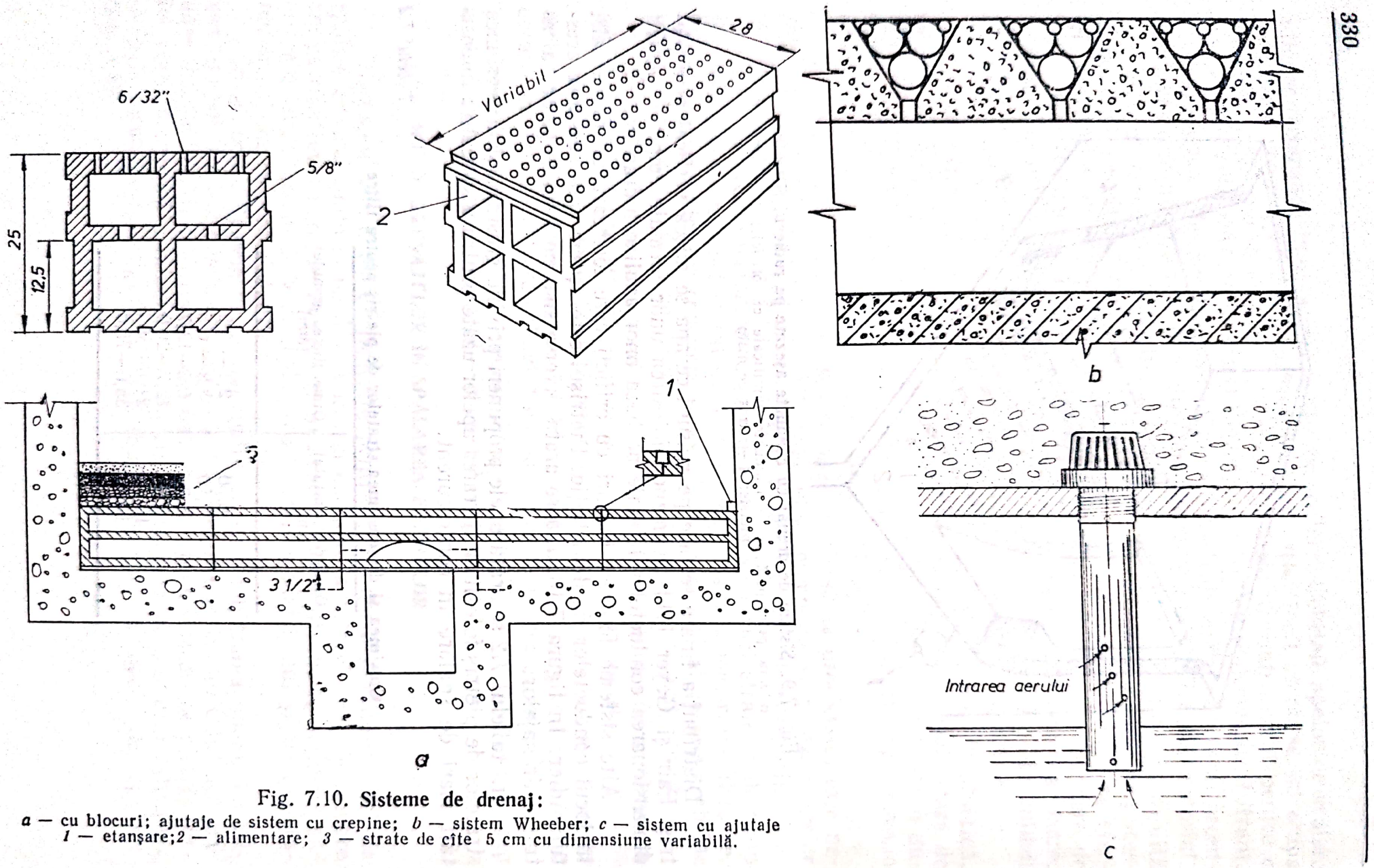



Fig. 7.10. **Sisteme de drenaj:**

*a* — cu blocuri; ajutaje de sistem cu crepine; *b* — sistem Wheeber; *c* — sistem cu ajutaje *1* — etanşare; *2* — alimentare; *3* — strate de cîte 5 cm cu dimensiune variabilă.

Scanned with OKEN Scanner

Bayles a constatat că în unele situații straturile superioare de pietriș pot să fie fluidizate la viteze mari de spălare în contracurent (de peste 50,00 $m^3/h \cdot m^2$) și a propus așezarea unui strat de pietriș greu peste pietrișul fin pentru a preîntîmpina această fluidizare. Un strat de 8 cm grosime de pietriș grosier (1 mm), granat sau ilmenit peste pietriș a fost găsit suficient pentru a preveni această fluidizare.

Alte sisteme de drenaj elimină complet straturile de pietriș, folosindu-se ajutaje sau plăci poroase (fig. 7.10, *c*).

### 7.6.3. REZERVOARE PENTRU APĂ DE SPĂLARE

Exceptînd instalațiile mici, filtrele sînt echipate în mod curent cu rezervoare pentru apa de spălare cu scopul de a se putea realiza o distribuție uniformă a apei de spălare și de a se evita punctele moarte care pot întîrzia evacuarea din cuva filtrului a suspensiilor dislocate.

Cea mai bună sursă de apă pentru spălare este efluentul filtrelor. Dacă se asigură și o dezinfectare a efluentului cu clor sau ozon, bazinul de contact va fi prevăzut cu o capacitate suficientă pentru înmagazinarea apei de spălare.

Dacă nu este prevăzută dezinfectarea va trebui să existe un rezervor corespunzător care să asigure înmagazinarea cantității de apă necesare pentru spălarea a trei filtre prevăzîndu-se o capacitate de 3,00—4,00 $m^3$ la fiecare 1,00 $m^2$ suprafață a celor trei filtre.

### 7.6.4. SISTEME DE CURĂȚIRE AUXILIARĂ

Funcția principală a sistemelor de curățire auxiliară, cu aer sau spălare de suprafață, este desprinderea depunerilor acumulate în stratul filtrant.

Particulele organice și nămolurile întîlnite în filtrarea apelor uzate nu pot fi complet desprinse cu intensitate normală de spălare în contracurent.

Sistemul de spălare auxiliară de suprafață cel mai frecvent întîlnit constă din conducte fixe sau rotative echipate cu orificii sau ajutaje, care asigură jeturi sub presiune amplasate la $\approx$ 3—5 mm deasupra stratului.

Cînd se face spălarea la suprafață, expandarea datorată spălării în contracurent se menține mai redusă, pînă ce se termină spălarea de suprafață. Apa de spălare la suprafață este furnizată la o presiune de 35 $kgf/cm^2$ la intensități de 3,00—8,00 $m^3/h \cdot m^2$ timp de 4—5 min.

Folosirea pe scară largă a materialelor filtrante care permit pătrunderea mai adîncă a flocoanelor în strat, a făcut necesară studierea posibilităților ca sistemele de spălare auxiliare să curețe și porțiunile mijlocii și inferioare ale stratului. Aceasta se poate realiza prin jeturi de spălare amplasate la niveluri inferioare în strat.

Sistemele de spălare cu aer au fost folosite pe scară largă în încercarea de a reduce necesarul de apă de spălare și de a efectua o curățire eficientă în adîncime a stratului filtrant.

Se menționează constatarea referitoare la pierderea particulelor mai fine și mai ușoare din materialul filtrant cînd se folosește spălarea cu aer. Este

indicat ca atunci cînd apare această problemă, spălarea cu aer să se facă separat de spălarea în contracurent, coborîndu-se nivelul apei din cuva filtrului sub nivelul de deversare a apei de spălare, astfel încît să nu apară pierderi în timpul spălării cu aer. Trebuie să se ia în considerație o creștere de 15—23 cm a nivelului apei datorită ridicării aerului. Deși unele din materialele mai ușoare pot rămîne la suprafața apei și apoi se pierd totuși, mărimea acestor pierderi este în general neglijabilă.

Uneori pentru a preîntîmpina ca spălarea cu aer să disloce pietrișul, aerul este în mod normal injectat printr-o grilă deasupra pietrișului din drenaj sau direct în sistemele de drenaj acolo unde nu se folosește un strat de pietriș.

### 7.6.5. DURATA SPĂLĂRII ÎN CONTRACURENT

Durata ciclului de spălare (timpul total de scoatere din funcțiune în timpul unei operații de curățire) include timpul de închidere și deschidere a vanei de admisie, timpul de golire al apei din filtru, timpul pentru spălarea cu debit ascendent și curățire auxiliară etc.

Închiderea și deschiderea vanelor pentru pornirea și oprirea spălării în contracurent și a spălării cu aer se va face treptat pentru a preîntîmpina deranjarea sortării pe verticală a structurii materialelor.

**Ciclul de spălare în contracurent cu spălare auxiliară de suprafață cuprinde următoarele operații principale:**

1) *Închiderea admisiei influentului și coborîrea nivelului pînă la partea de sus a jgheaburilor apei de spălare sau a altor deversoare de spălare.*
2) *Aplicarea spălării la suprafață timp de 1—3 min.*
3) *Aplicarea spălării cu debit ascendent și a spălării la suprafață timp de 5—10 min necesare spălării suspensiilor.*
4) *Se oprește spălarea auxiliară și se aplică numai spălarea în contracurent timp de 1—2 min. la intensități necesare sortării hidraulice a stratului.*
5) *Redarea în funcțiune a filtrului.*

**Succesiunea tipică a spălării cu aer și apă** cuprinde:

1) *Oprirea influentului și coborîrea nivelului apei la 2—5 cm deasupra stratului.*
2) *Pornirea aerului cu 1—15 $m^3/min \cdot m^2$ timp de 3—10 min.*
3) *Pornirea spălării în contracurent de apă la 5—12 $m^3/m^2 \cdot h$ și cu aer pînă cînd apa trece cu 0,30 m peste nivelul jgheabului.*
4) *Închiderea aerului.*
5) *Continuarea spălării în contracurent cu apă la viteză normală pentru o perioadă de timp obișnuită. Spălarea în contracurent timp de 1—2 min la o viteză necesară asigurării sortării hidraulice a mediului de filtrare.*
6) *Punerea în funcțiune a filtrului.*

Scanned with OKEN Scanner

## 7.7. ALCĂTUIREA FILTRULUI ȘI DISPOZITIVELE CONSTRUCTIVE

### 7.7.1. RECOMANDĂRI PRIVIND DISPOZITIVELE CONSTRUCTIVE

Un filtru obișnuit pentru apele uzate este alcătuit dintr-un rezervor sau o cuvă de filtrare care este prevăzută cu un sistem de drenaj, material filtrant și are o adîncime suficientă pentru a asigura expandarea mediului în timpul spălării în contracurent. La filtrele gravitaționale adîncimea trebuie să fie suficientă ca pe lîngă înălțimea materialului filtrant și a apei de deasupra să rămînă și o înălțime de gardă. De asemenea fiecare cuvă va trebui să fie prevăzută cu instalațiile necesare: conducte pentru influent, filtrat, apă de spălare și descărcare etc. În plus, *toate filtrele pentru ape uzate vor avea prevăzute sisteme de curățire auxiliară.*

*Drenajul*, element foarte important al filtrării prin materiale granulare, trebuie astfel proiectat pentru a asigura o distribuție cît mai uniformă a apei de spălare în timpul curățirii, cît și în timpul funcționării, colectarea uniformă a apei filtrate la instalațiile care funcționează cu curgere descendentă, sau distribuirea influentului la funcționarea cu curgere ascendentă. Sistemele de drenaj ale filtrelor pentru ape uzate sînt similare cu cele folosite la tratarea apelor de alimentare descrise în cap. 3.

Jgheaburile pentru apele de spălare și conductele de intrare a apei în filtrele cu curgere descendentă sau jgheaburile efluentului la filtrele cu curgere ascendentă sînt amplasate în porțiunea imersată deasupra materialului filtrant.

Sistemele de construcție și modul de alcătuire specifice filtrelor din beton folosite la stațiile de tratare a apelor de alimentare se aplică și la epurarea apelor uzate.

Pentru filtrele gravitaționale construite din beton, cuvele filtrelor sînt în general dispuse pe o singură parte sau pe ambele părți ale unei galerii de conducte, ceea ce conduce la folosirea unor pereți comuni și reduce lungimea conductelor.

Filtrele gravitaționale sînt executate în general din beton și mai rar din tablă de oțel. Cuvele filtrelor din beton sînt în general de formă pătrată sau dreptunghiulară, iar cele din oțel circulare; dimensiunea unei cuve gravitaționale din beton se limitează la $\approx$ 100,00 m², iar dimensiunea celor din oțel este în general mai mică.

Pentru filtrele cu distribuția debitului influent cutiile deversor ale filtrului au fost construite ca niște compartimente într-un singur rezervor rotund sau pătrat de beton sau oțel în care influentul și conductele de evacuare sînt amplasate deasupra, în mijlocul rezervorului, iar conductele comune pentru spălare și evacuare a efluentului sînt dispuse la baza circumferinței exterioare.

Filtrele sub presiune realizate din recipiente de tablă din oțel sînt de formă cilindrică cu axa orizontală sau verticală. Pentru reducerea lungimii

Scanned with OKEN Scanner

conductelor, agregatele orizontale sînt dispuse în general paralel în șir, cu conductele aranjate de-a lungul capetelor. Agregatele verticale sînt dispuse în șiruri sau grupe. Instalațiile orizontale sub presiune sînt mai puțin limitate ca dimensiune decît cele verticale de presiune, și deci se folosesc în mod normal pentru capacitățile stației peste 4—6 000 m³/zi. Recipientele de presiune vor fi prevăzute cu orificii de acces care să poată permite intrarea sau controlul în interior, atît deasupra stratului filtrant, cît și sub drenajul subteran.

Filtrele sub presiune vor fi prevăzute de asemenea cu un sistem de evacuare hidraulică a tuturor materialelor filtrante cît și cu ferestre pentru observarea stratului filtrant (fig.7.11).

La alcătuirea stațiilor de filtrare orășenești se obișnuiește a se acoperi galeria conductelor și să se amplaseze pupitrul de comandă într-o construcție închisă deasupra galeriei de unde se poate urmări filtrarea.

În zonele cu climat mai aspru filtrele sînt acoperite integral. În cazul filtrelor folosite la epurare, temperaturile apelor uzate sînt în general mai mari decît apele naturale, astfel că pentru anumite zone este mai puțin justificată acoperirea filtrelor pentru apele uzate decît a celor pentru alimentări cu apă, adoptîndu-se acoperirea în urma unei analize tehnico-economice ținînd seama de condițiile locale.

În orice caz conductele și vanele trebuie protejate, în zonele de climat friguros unde există posibilitatea apariției înghețului, fie prin cămine sau prin izolare sau încălzire. Pupitrele de comandă vor trebui protejate prin construcții (cabine) în orice fel de climat și vor fi amplasate astfel ca de la acestea să se poată urmări funcționarea și spălarea în contracurent.

## 7.8. FILTRE CU ALCĂTUIRE SPECIALĂ

### 7.8.1. FILTRE CU CURGERE RADIALĂ

Unele filtre realizate recent [146] folosesc curgerea radială orizontală prin materiale cuprinse în spațiul inelar dintre niște cilindri concentrici verticali. Cilindrul interior acționează ca distribuitor, iar punctele de evacuare sînt distribuite în jurul periferiei cilindrului exterior, care formează recipientul filtrului.

În sistemul Simater (fig.7.12) materialul filtrant format din nisip este în mod continuu deplasat în jos, evacuat, spălat într-un rezervor separat și returnat la partea superioară a stratului filtrant.

Un alt tip de filtru realizat de Hidromation Corporation (fig.7.13) este prevăzut cu un sistem de spălare externă pentru curățirea materialului filtrant care este format din rășină sintetică.

Filtrul tip Simater a fost încercat de Essex River Authority pentru ape uzate epurate biologic, fiind exploatat în paralel cu două instalații cu curgere ascendentă. Dimensiunea materialului filtrant pentru filtrul Simater a fost

Scanned with OKEN Scanner

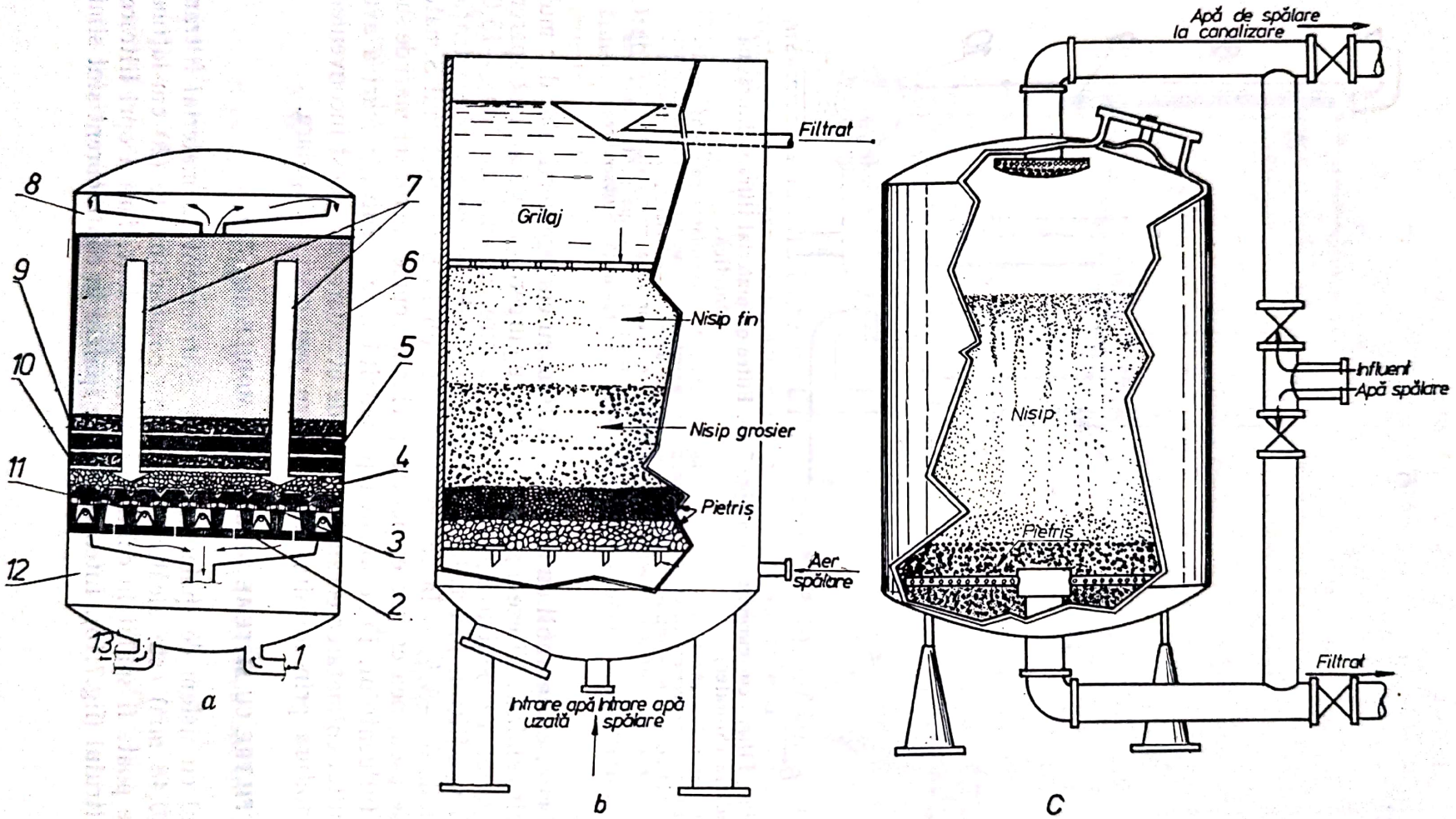



Fig. 7.11. **Filtre sub presiune cu diferite: sisteme de drenaj**

*a* — cu blocuri M; b — cu crepine; c — cu conducte cu orificii; *1* — intrarea apei brute; *2* — planșeu de susținere; *3* — blocuri M; *4* — strat suport grosier; *5* — strat suport fin; *6* — strat filtrant; *7* — sensul de curgere a apei; *8* — intrarea apei; *9* — strat de stabilizare; *10* — strat suport; *11* — conductele de distribuția aerului; *12* — apă filtrată și conducte pentru apa de spălare; *13* — spre rezervor filtrat.



Scanned with OKEN Scanner

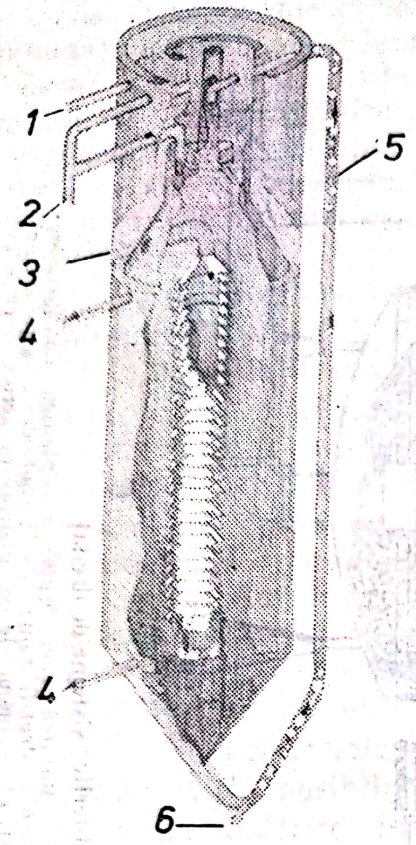



Fig. 7.12. **Filtru cu curgere radială (Simater):**
*1* — alimentare; *2* — nămol; *3* — intrare filtrat; *4* — ieşire filtrat; *5* — conductă aerlift; *6* — intrare aer.

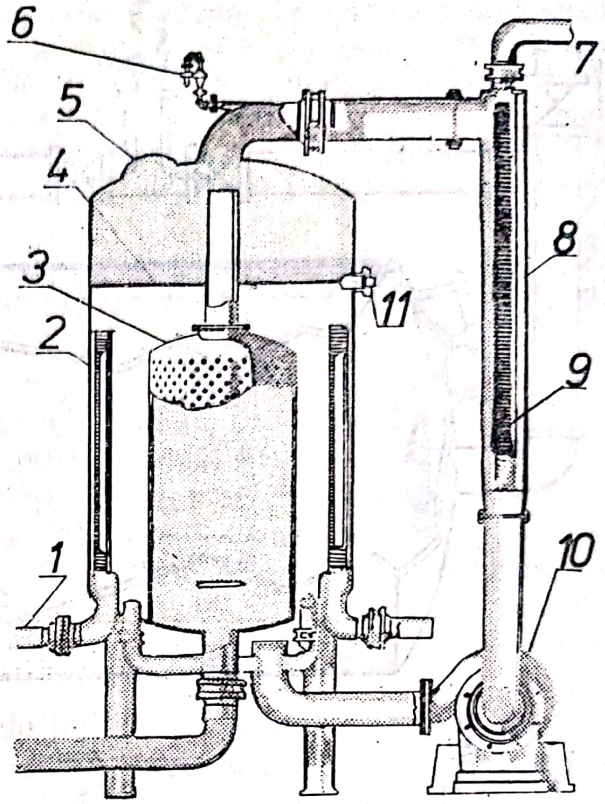



Fig. 7.13. **Filtre cu material filtrant din răşină sintetică:**
*1* — ieşire filtrat; *2* — terminarea peretelui despărţitor; *3* — corp central; *4* — material filtrant sintetic; *5* — orificiu de acces; *6* — aerisire; *7* — descărcare apă spălare; *8* — curăţirea materialului filtrant; *9* — perete şi cămă; *10* — pompă pentru curăţirea mediului; *11* — uşiţă de observare.

0,50—1,00 mm, comparabil cu unul din filtrele cu curgere verticală, dar mult mai fin decît celălalt. Vitezele pentru filtrul cu curgere radială au fost aparent în aceeaşi gamă ca pentru agregatele cu curgere ascendentă 10,00—15,00 $m^3/h \cdot m^2$. Toate filtrele încercate ajung la eficienţe de reducere a concentraţiei de suspensii de 60—80% şi la valori în efluent sub 10 mg/l. Sistemul Simater a preluat de asemenea cu succes pentru perioade scurte încărcări mari de suspensii ale influentului. Funcţionarea prelungită la concentraţii mari a avut însă ca rezultat colmatarea ecranelor gurii de evacuare, dar acest inconvenient se poate înlătura prin folosirea unor viteze mai mari de spălare.

### 7.8.2. FILTRE CU SISTEME DE SPĂLARE MOBILE (fig. 7.14)

Filtrul cu sistem de spălare mobil în contracurent cu material filtrant nisip fin (0,48 mm) este alcătuit din multe compartimente (20 cm lăţime) care fiecare poate fi spălat în contracurent independent, fără a opri filtrarea în restul filtrului (fig.7.15). Intensităţile de spălare în contracurent sînt simi-

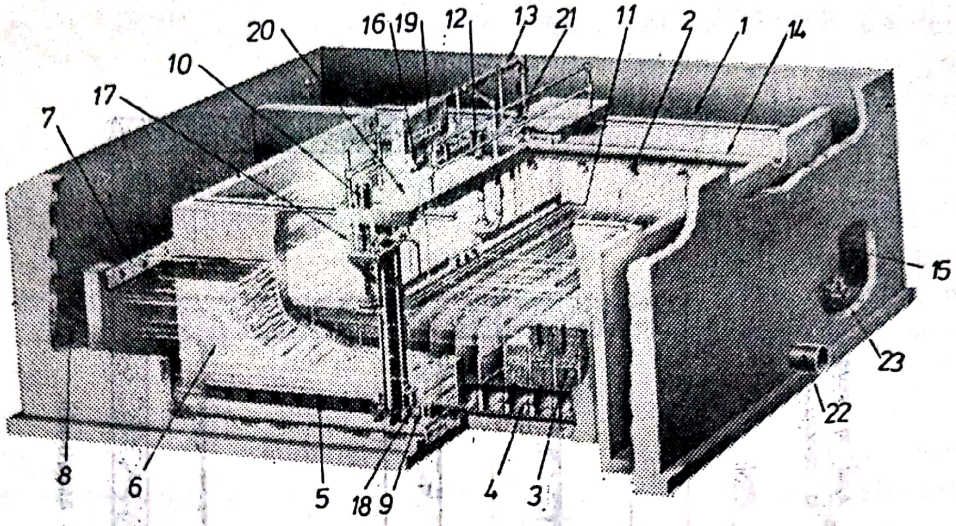



Fig. 7.14. **Filtru cu sistem automat de spălare mobil:**
*1* — canal; *2* — orificiu intrare; *3* — strat filtrant compartimentat; *4* — secțiune sub drenaj; *5* — orificii pentru filtrat și apă de spălare; *6* — canal pentru filtrat; *7* — deversor; *8* — canal colector filtrat; *9* — vană apă spălare; *10* — ansamblu pompare contracurent; *11* — capotă; *12* — pompă apă spălare; *13* — conductă descărcare apă spălare; *14* — jgheab spălare; *15* — canal colector apă spălare; *16* — motor; *17* — suport; *18* — vană spălare în contracurent; *19* — panou de control; *20* — pod rulant; *21* — transportor; *22* — conductă de descărcare a apei de spălare; *23* — canal de drenaj.

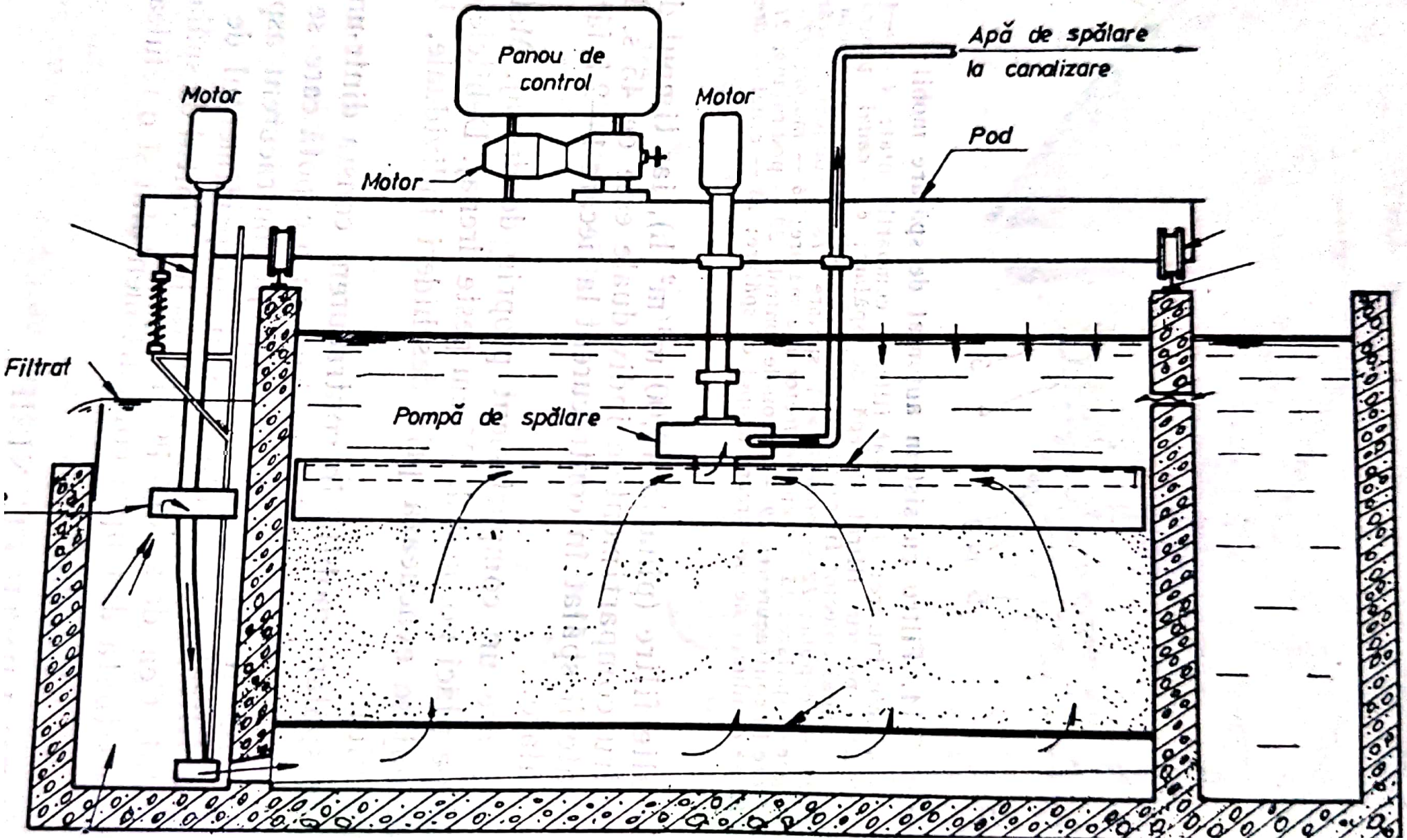
lare celor de la alte filtre (pînă la 40,00 $m^3/m^2 \cdot h$), iar timpul de spălare în contracurent pentru compartimentele individuale este de 45 s. Deci fiecare compartiment poate fi spălat în contracurent la fiecare 1—2 h fără a se folosi multă apă de spălare.

Fiecare cuvă are un compartiment propriu de drenaj. Materialul filtrant este așezat pe plăci poroase de 25 cm peste drenaj. Debitele din compartimentele de drenaj se evacuează prin deschideri individuale, la colectorul comun al efluentului.

Sistemul de spălare mobilă în contracurent constă dintr-un pod rulant echipat cu două pompe și care este prevăzut cu o capotă care se așază peste un singur compartiment. Pompa de spălare în contracurent aspiră apă din rezervorul de apă filtrată și o refulează în compartimentul de drenaj unde este staționat podul. Cea de a doua pompă aspiră debitul de spălare în contracurent din capota situată deasupra compartimentului și o refulează la canal.

## 7.9. FILTRE LENTE CU NISIP

Filtrele lente cu nisip, ca și cele pentru tratarea apelor de alimentare constau dintr-un strat de nisip susținut pe pietriș sortat și un sistem de drenaj, fără un sistem de spălare în contracurent. Adîncimea stratului de nisip ajunge pînă la 1,00 m, iar dimensiunea efectivă a granulelor este de 0,25—0,35 mm, cu un coeficient de neuniformitate de 2—3.




Scanned with OKEN Scanner

Viteza de filtrare este de ≈ 0,10 $m^3/h \cdot m^2$, durata unui ciclu de funcţionare este determinată de momentul pînă cînd nivelul apei se ridică la partea superioară a peretelui filtrului. Filtrul este apoi scos din funcţiune, golit, iar după un timp de uscare se înlătură manual suspensiile reţinute în stratul superior.

Truesdale şi Birkbeek [146] au arătat o eficienţă de numai 60% privind reţinerea suspensiilor pentru filtre lente de nisip la o frecvenţă de curăţire de o dată sau de două ori pe lună. S-a observat o colmatare mai rapidă a filtrelor lente de nisip, utilizate pentru ape uzate. Filtrele lente de nisip necesită suprafeţe mari de teren şi deci nu folosesc în mod normal la instalaţii mari. Nisipul care se pierde în timpul spălării trebuie înlocuit.

Filtrele de aceeaşi construcţie, exploatate intermitent, au fost folosite ca metode combinate de tratare fizică-biologică pentru finisarea efluentului secundar.

Funcţionarea intermitentă permite fermentarea aerobă a solidelor reducînd astfel frecvenţa lucrărilor de întreţinere. Suprafaţa necesară este mare totuşi şi în general limitează aplicarea acestei metode la staţiile mici.

Faptul că este necesară numai întreţinerea periodică face ca acest tip de fitru să fie un procedeu recomandabil pentru îmbunătăţirea calităţii apelor din cazurile existente care nu corespund standardelor de efluent.

## 7.10. FILTRE ANAEROBE

În 1957 Coulter şi colaboratorii [24] căutînd să elaboreze o metodă ieftină de epurare a apelor uzate menajere de la localităţi mici, au conceput o instalaţie de epurare anaerobă compusă dintr-un reactor neagitat cu curgere de jos în sus urmat de un al doilea reactor cu acelaşi sens de curgere umplut cu piatră spartă (dimensiunea bucăţilor: 38—64 mm). În această instalaţie particulele insolubile, de dimensiuni mai mari, sînt reţinute în partea conică a primului reactor care funcţionează ca o instalaţie anaerobă de contact. Efluentul obţinut trece apoi în al doilea reactor („*filtrul anaerob*“) unde se obţine un efect de epurare suplimentar. Instalaţia de laborator iniţială, realizată după această schemă, funcţionînd la temperatura de 25°C, a produs efluenţi cu un $CBO_5$ sub 20 mg/l şi cu materii în suspensie sub 30 mg/l pornind de la o apă uzată menajeră brută cu un $CBO_5$ de 179 mg/l. La temperatura de 4°C s-au obţinut eficienţe mult mai scăzute ($CBO_5$ de 40—50 mg/l). Această experienţă nu a suscitat pe atunci prea mult interes. Dezvoltarea filtrului anaerob a început în mod efectiv în anul 1967 cînd Young şi McCarty au publicat un articol [141] cu privire la filtrarea anaerobă. Ei au construit filtre sub formă de coloane din material plastic (plexiglas) cu diametrul de 152 mm şi înălţimea de 1,83 m prevăzute la bază cu un sistem de distribuţie uniformă a influentului. Ca umplutură au folosit bucăţi de cuarţită cu diametrul de 25—38 mm.

Scanned with OKEN Scanner

Performanțele acestor filtre au fost determinate experimental folosind ape uzate sintetice conținînd proteine și hidrați de carbon sau acizi grași inferiori (acetic și propionic), precum și elementele necesare pentru dezvoltarea microorganismelor.

Deși bulele de gaz eliberate în proces produc o oarecare amestecare, pe verticală, autorii au constatat că aceste filtre funcționează ca niște reac-

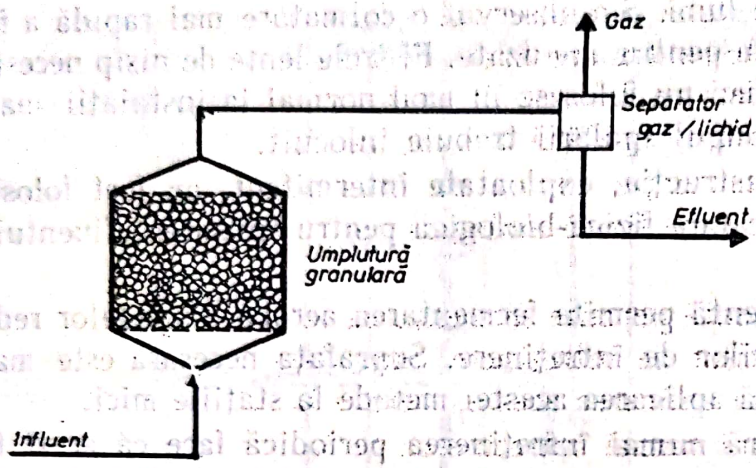



Fig. 7.16. Schema unui filtru anaerob.

toare cu deplasare (cu curgere piston), astfel încît epurarea are loc în cea mai mare parte la baza filtrului unde se produc acumulări importante de masă microbiană și acizi volatili. Din experiențele lui Young și McCarty a rezultat că filtrarea anaerobă poate constitui o metodă de epurare deosebit de eficientă pentru anumite tipuri de ape uzate.

Schema unui filtru anaerob este prezentată în figura 7.16.

Experiențe efectuate recent în laboratoarele Centrului de cercetare a apei (Water Research Centre) din Marea Britanie [87] au demonstrat posibilitatea folosirii cu succes a filtrelor anaerobe la epurarea unor ape uzate cu conținut ridicat de hidrați de carbon. Astfel, influenți cu un CCO cuprins între 10 și 18 g/l au putut fi epurați cu eficiențe de 80—90% la încărcări ale instalației cuprinse între 2 și 5 kg CCO/zi la 1 m³ de instalație.

Se apreciază, pe baza rezultatelor de pînă acum, că filtrele anaerobe sînt competitive cu epurarea biologică aerobă mai ales în cazul apelor uzate calde cu o încărcare de poluanți organici moderată (CCO : 1 000—5 000 mg/l). Principalul avantaj este consumul mai scăzut de energie și producția mai redusă de nămol excedentar. Filtrarea anaerobă nu pare indicată pentru ape uzate reci și foarte diluate (CBO sub 200 mg/l) sau pentru cele cu conținut foarte ridicat de material organic (CBO peste 10 000 mg/l) și de suspensii.

Filtrele anaerobe au fost recomandate în India pentru epurarea apelor uzate menajere în cazul debitelor mici (ape uzate de la clădiri izolate, instituții, localități mici) [157]. Alcătuirea unor astfel de filtre și dimensiunile lor sînt prezentate în figura 7.17.

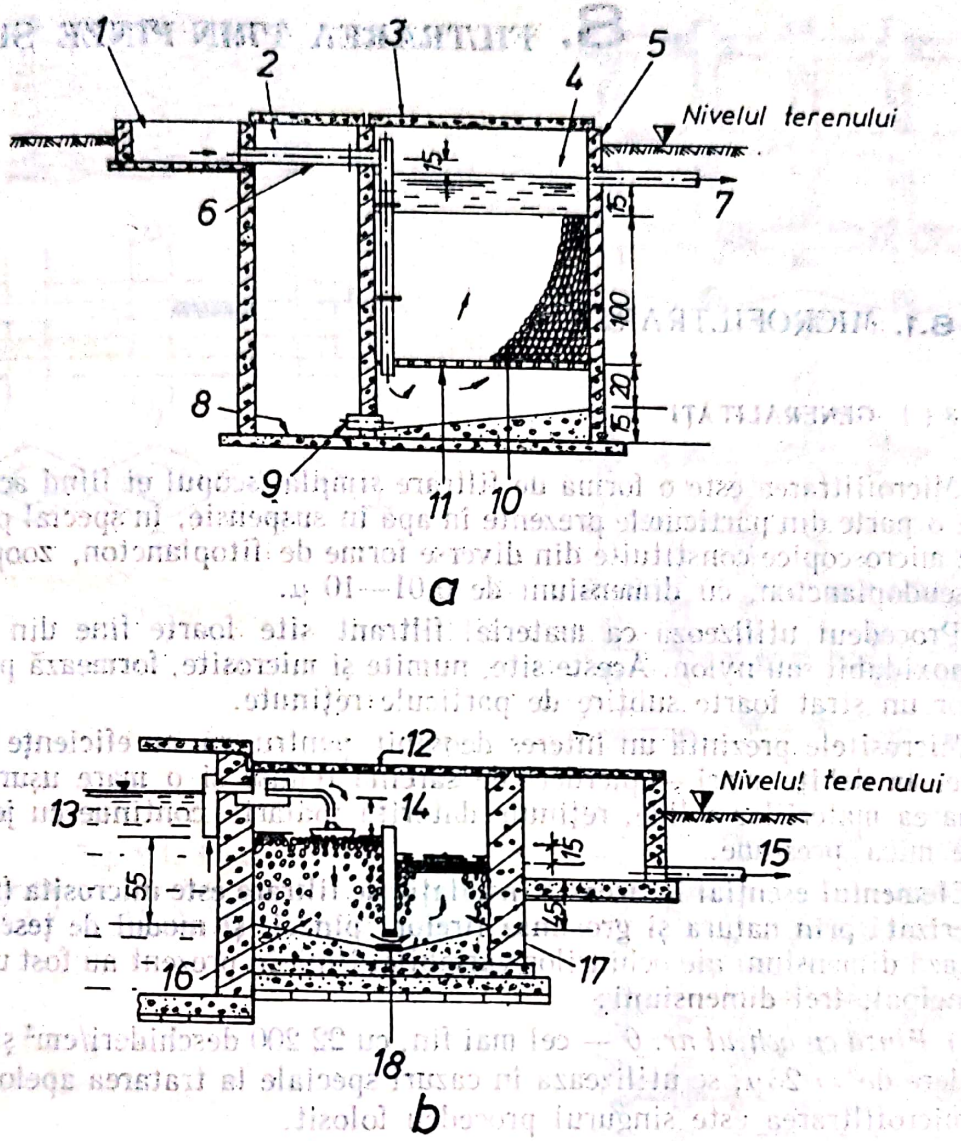



Fig. 7.17. **Filtre anaerobe:**

*a* — cu curgere ascendentă; *b* — cu curgere descendentă şi ascendentă; *1* — apă uzată menajeră sau efluent de la fosă septică; *2* — cameră pentru curăţire; *3* — capac mobil; *4* — filtru; *5* — perete de cărămidă cu mortar cu grosimea de 22,5 cm; *6* — conductă cu diametrul de 15—20 cm; *7* — efluent; *8* — radierul poate fi mai jos pentru introducerea unui recipient (găleată) pentru colectarea nămolului; *9* — dop; *10* — umplutură din bucăţi de piatră spartă, pietriş sau bucăţi de cărămidă supraarsă cu Ø 1,8—2 cm; *11* — suport din sită de sîrmă sau placă de beton perforată; *12* — capac mobil; *13* — fosă septică; *14* — variabil; *15* — la tratare chimică sau răspîndire pe cîmp înierbat; *16* — umplutură din bucăţi de piatră spartă, pietriş sau bucăţi de cărămidă supraarsă cu Ø 2,5 cm; *17* — umplutură din bucăţi de piatră spartă, pietriş sau bucăţi de cărămidă supraarsă cu Ø 1,8—2 cm; *18* — plăci de beton cu perforaţii de 2,5×13×15 cm (5 buc); fiecare placă conţine cîte 3 găuri Ø 9 mm.

# 8. FILTRAREA PRIN PÎNZE ŞI SITE

## 8.1. MICROFILTRAREA

### 8.1.1. GENERALITĂŢI

Microfiltrarea este o formă de filtrare simplă, scopul ei fiind acela de a reţine o parte din particulele prezente în apă în suspensie, în special particule solide microscopice constituite din diverse forme de fitoplancton, zooplancton sau pseudoplancton, cu dimensiuni de 0,01—10 $\mu$.

Procedeul utilizează ca material filtrant site foarte fine din fire de oţel inoxidabil sau nylon. Aceste site, numite şi microsite, formează pe suprafaţa lor un strat foarte subţire de particule reţinute.

Micrositele prezintă un interes deosebit pentru că au eficienţe bune la filtrare, la debite mari — pierderi de sarcină reduse şi o mare uşurinţă în eliminarea materiilor solide, reţinute datorită spălării continue cu jeturi de apă de mică presiune.

**Elementul esenţial în această instalaţie de filtrare este microsita** (fig.8.1), **caracterizată prin natura şi grosimea firelor pînzei şi modul de ţesere,** care realizează dimensiuni ale ochiurilor variabile. Pînă în prezent au fost utilizate în principal, **trei dimensiuni**:

1) *Pînză cu ochiul nr. 0* — cel mai fin, cu 22 200 deschideri/cm² şi fiecare deschidere de $\approx 23\mu$, se utilizează în cazuri speciale la tratarea apelor, acolo unde microfiltrarea este singurul procedeu folosit.

2) *Pînză cu ochiul nr.1*, la care dimensiunea deschiderii este de 35 $\mu$ cu 12 400 deschideri/cm². Această microsită este folosită pentru filtrarea primară a apelor captate sau pentru limpezirea finală a efluenţilor proveniţi de la epurarea apelor uzate.

Deschiderile ochiurilor sitelor nr.0 şi 1 sînt de fapt mult mai mici decît interspaţiile dintr-un strat de nisip la filtrările rapide.

3) *Pînza cu ochiul nr. 2* — cel mai grosier, care are $\approx$ 9 000 deschideri/cm², fiecare măsurînd 65 $\mu$; această sită se apropie de dimensiunea de deschidere critică, care separă operaţia de filtrare de cea de sitare. Această sită este folosită la instalaţiile de microfiltrare cînd dimensiunile particulelor solide care trebuie eliminate sînt de acest ordin de mărime.

Greutatea şi volumul minim de particule interceptate de microsită variază cu cubul dimensiunii deschiderii.

Scanned with OKEN Scanner

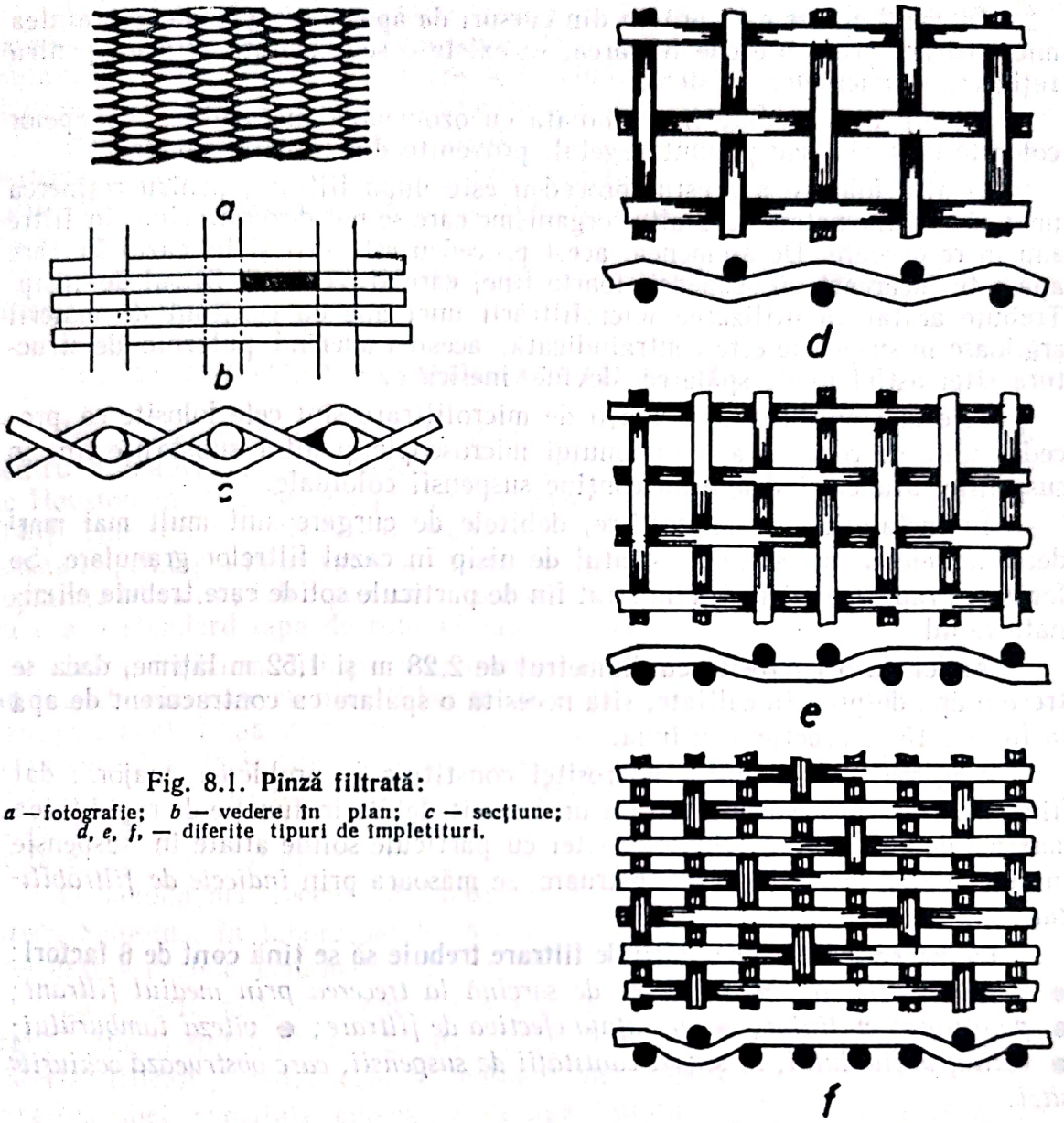



Fig. 8.1. **Pînză filtrată:**
*a* — fotografie; *b* — vedere în plan; *c* — secțiune; *d, e, f,* — diferite tipuri de împletituri.

În consecință, există diferențe sensibile în eficacitatea filtrării între cele 3 tipuri de pînze utilizate, iar alegerea tipului necesar pentru o condiție dată, cere o analiză amănunțită în funcție de natura și dimensiunea particulelor în suspensie.

Acest proces al microfiltrării s-a dovedit util ca un proces de reținere primară, înaintea filtrării lente sau rapide, în cazul apelor provenite din lacuri cu conținut ridicat de plancton și supuse dezvoltării sezoniere bruște al acestuia, pentru a preîntîmpina colmatarea rapidă a filtrelor. De asemenea, microfiltrarea prealabilă este utilă și prin faptul că asigură o calitate uniformă a apei care intră în filtrele de nisip.

Scanned with OKEN Scanner

În cazul apelor care provin din cursuri de apă se recomandă ca înaintea microfiltrării, care precede filtrarea, să existe o sedimentare primară pentru reținerea particulelor grosiere.

Microfiltrarea poate fi combinată cu ozonizarea în cazul tratării apelor colorate de turbă sau pămînt vegetal, provenite din lacurile naturale.

O altă folosire a acestui procedeu este după filtrare, pentru reținerea unor viermi (nematode) sau altor organisme care se pot dezvolta chiar în filtre sau în rezervoare. De asemenea, acest procedeu este util și în cazul în care apa este încărcată cu suspensii foarte fine, care traversează filtrul de nisip. Trebuie arătat că utilizarea microfiltrării unei ape cu conținut de materii argiloase în suspensie este contraindicată, acestea aderînd puternic de structura sitei astfel încît, spălarea devine ineficace.

Cele mai numeroase instalații de microfiltrare sînt cele folosite ca procedeu unic de reținere a planctonului microscopic și altor substanțe fine în suspensie, atunci cînd apa nu conține suspensii coloidale.

În instalațiile de microfiltre, debitele de curgere sînt mult mai mari decît la cele ce traversează stratul de nisip în cazul filtrelor granulare. Se formează rapid pe microsită un strat fin de particule solide care trebuie eliminate rapid.

Astfel, la o microsită cu diametrul de 2,28 m și 1,52 m lățime, dacă se trece o apă de proastă calitate, sita necesită o spălare cu contracurent de apă la fiecare 15 s, practic continuă.

Alegerea dimensiunilor micrositei constituie o problemă majoră, dat fiind că, instalația va putea trata un anumit debit, în funcție de rapiditatea maximă de obstruare a ochiurilor sitei cu particule solide aflate în suspensie în apă. Această rapiditate de obstruare se măsoară prin *indicele de filtrabilitate*.

**La determinarea capacității de filtrare trebuie să se țină cont de 6 factori:** ● *viteza de filtrare*; ● *pierderea de sarcină la trecerea prin mediul filtrant*; ● *porozitatea mediului*; ● *suprafața efectivă de filtrare*; ● *viteza tamburului*; ● *calitățile fluidului, în sensul cantității de suspensii, care obstruează ochiurile sitei*.

**Expresia pierderii de sarcină prin microfiltru:**

$$H = \frac{mQC_f e^{nI_f Q/S}}{A}; \qquad (8.1)$$

$H$ = pierderea de sarcină;
$Q$ = debitul constant de curgere prin filtru;
$C_f$ = porozitatea țesăturii;
$A$ = suprafața efectivă de filtrare;
$S$ = viteza de filtrare;
$m, n$ = constante;
$I_f$ = indicele de filtrabilitate.

Scanned with OKEN Scanner

În expresia de mai înainte $H$ trebuie să fie mai mic decît pierderea de sarcină la care se produce străpungerea, dacă se dorește să se obțină un maximum de eficiență. Această pierdere de sarcină se obține prin testul de filtrabilitate, care chiar pentru țesături foarte fine nu depășește cîțiva centimetri.

Problema generală pentru alegerea microfiltrului este ca la un anumit material filtrant, în funcție de experimentările efectuate pe probe reprezentative de apă cu conținut ridicat de suspensii, să se determine dimensiunile instalației.

*Soluționarea acestei probleme este legată de determinarea indicelui de filtrabilitate a fluidelor.*

### 8.1.2. DETERMINAREA FILTRABILITĂȚII FLUIDELOR

În literatura de specialitate se menționează descrierea a două metode pentru măsurarea *„filtrabilității"*. Termenul de filtrabilitate a fost propus de Houston în studiile sale privind rezistența întîmpinată de apă la filtrare [143]. Houston a elaborat o metodă de determinare a filtrabilității, care constă în principal în măsurarea volumului de apă de testat, care trece printr-o suprafață filtrantă, sub o presiune constantă în unitatea de timp, în comparație cu o apă standard (apă de robinet sau distilată).

Într-o formă modificată a aparatului Pearsoll, Gardiner și Ereenkields, au folosit două vase cu nivel liber montate la o înălțime standard. Unul din vase este pentru apa standard și celălalt pentru apa de examinat. Metoda de lucru constă în măsurarea mai întîi a volumului de apă standard, care trece într-un minut prin tamponul filtrant, după care se determină cantitatea de suspensii din apă care se testează, ce trece prin același filtru într-un minut. Se face apoi raportul dintre cele două volume, în procente.

O metodă mai recentă de măsurare a filtrabilității este aceea dată de Green Schiolds, în laboratoarele MWB și îmbunătățită de Boucher, care a prelucrat aspectele matematice pentru folosirea acesteia [142].

La această metodă, aparatul constă în principal dintr-un element filtrant confecționat dintr-o țesătură de pînză metalică, sticlă poroasă sau alt material filtrant, pentru care se măsoară pierderea de sarcină produsă prin curgerea unei cantități cunoscute de apă testată — schema unei astfel de instalații fiind prezentată în figura 8.2.

Pentru diferite ape încercate, Boucher a găsit că viteza de creștere a rezistenței hidraulice raportată la volum este proporțională cu rezistența hidraulică.

**Indicele de filtrabilitate** a fost definit prin expresia:

$$I_f = \frac{1}{V_1} 10\, g_0 \frac{H_1}{H_0}\,; \tag{8.2}$$

$H_0$ = pierderea inițială de sarcină a filtrului;

$H_1$ = pierderea de sarcină după trecerea volumului $V_1$ [ml] de apă de testat.

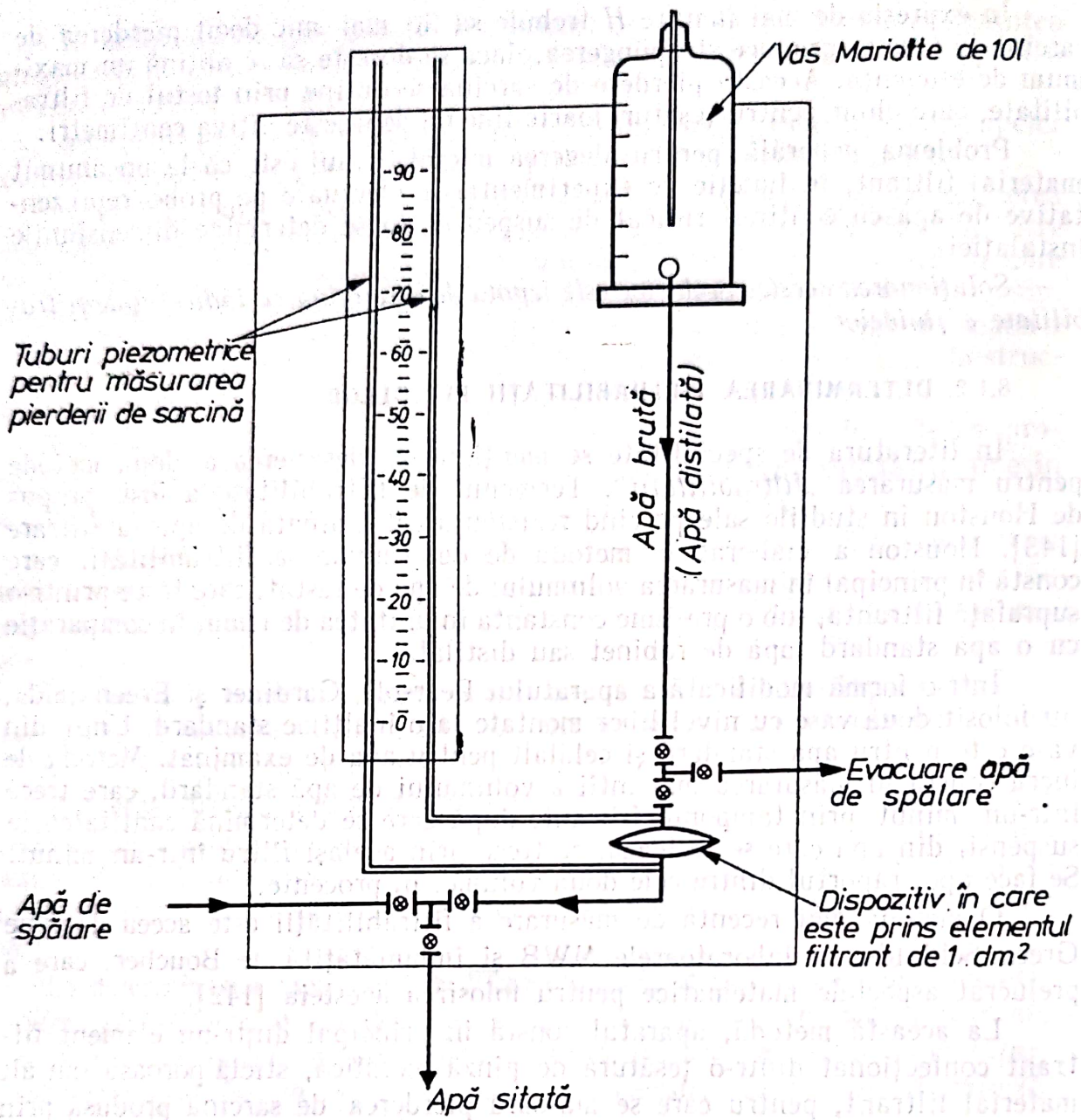



Fig. 8.2. **Instalație pentru determinarea filtrabilității.**

Cu cît *indicele de filtrabilitate* este mai mare, cu atît va fi mai dificil de filtrat apa. *Întrucît filtrabilitatea* înseamnă de fapt ușurința cu care apa trece printr-un filtru, o definiție a acestei proprietăți este dată de inversul lui $I_f$, adică **filtrabilitatea**:

$$F = 1/I_f. \tag{8.3}$$

În literatura de specialitate nu se dau valori ale indicelui de filtrabilitate. Valorile acestuia depind de apa care se testează și de mediul filtrant, de aceea, pentru fiecare apă trebuie să se dispună de cît mai multe valori ale indicelui de filtrabilitate pentru a putea alege prin corelarea cu datele privind eficiența tehnică și economică, parametrii de proiectare a instalațiilor.

### 8.1.3. ALCĂTUIREA INSTALAȚIEI DE MICROFILTRARE

Microfiltrul este alcătuit dintr-un tambur care se rotește în jurul unui ax orizontal, montat într-un compartiment al unei cuve, care este împărțită la rîndul său în alte două compartimente (fig. 8.3). Țesătura de microfiltrare este fixată la periferia acestui tambur.

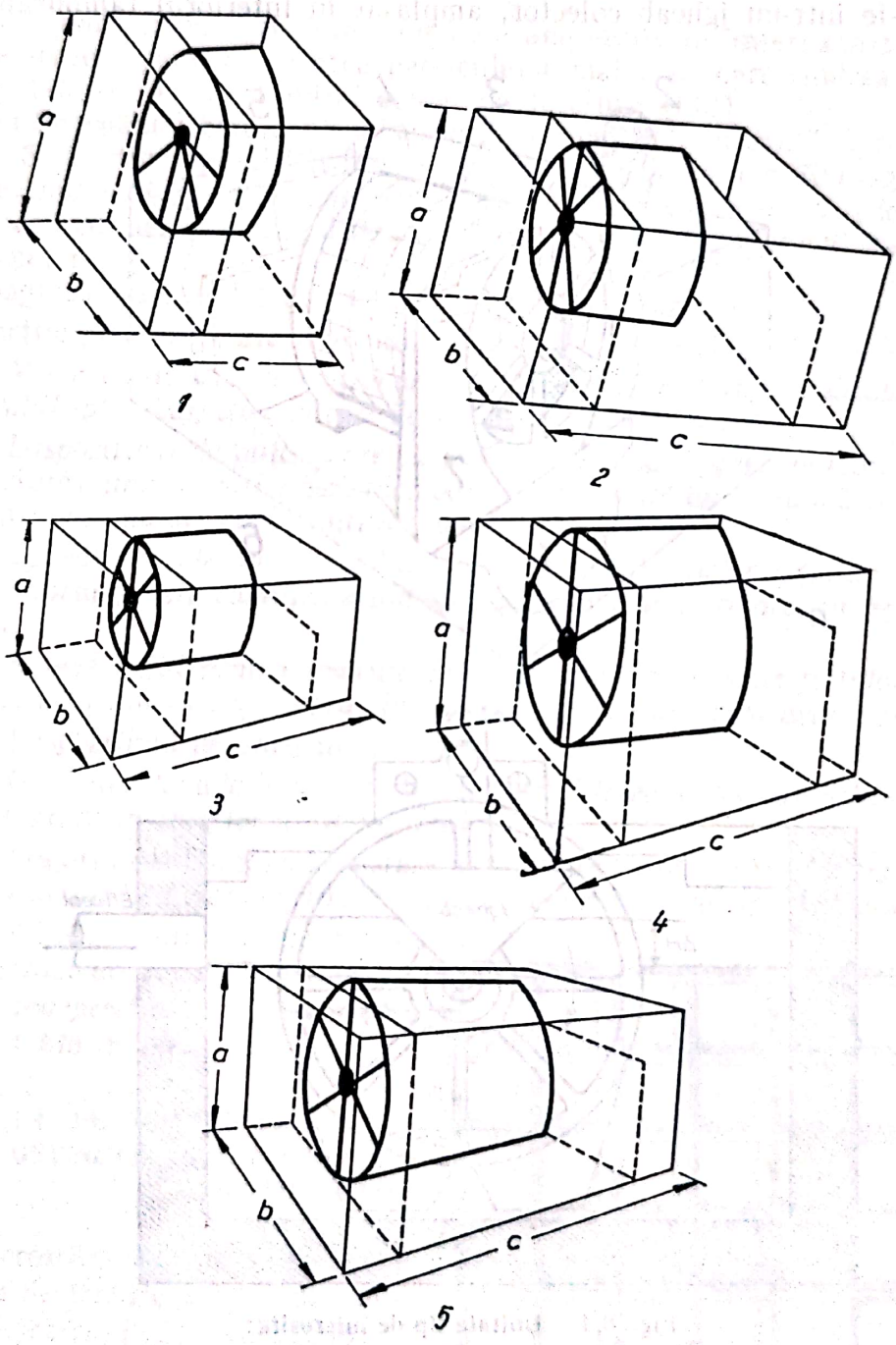
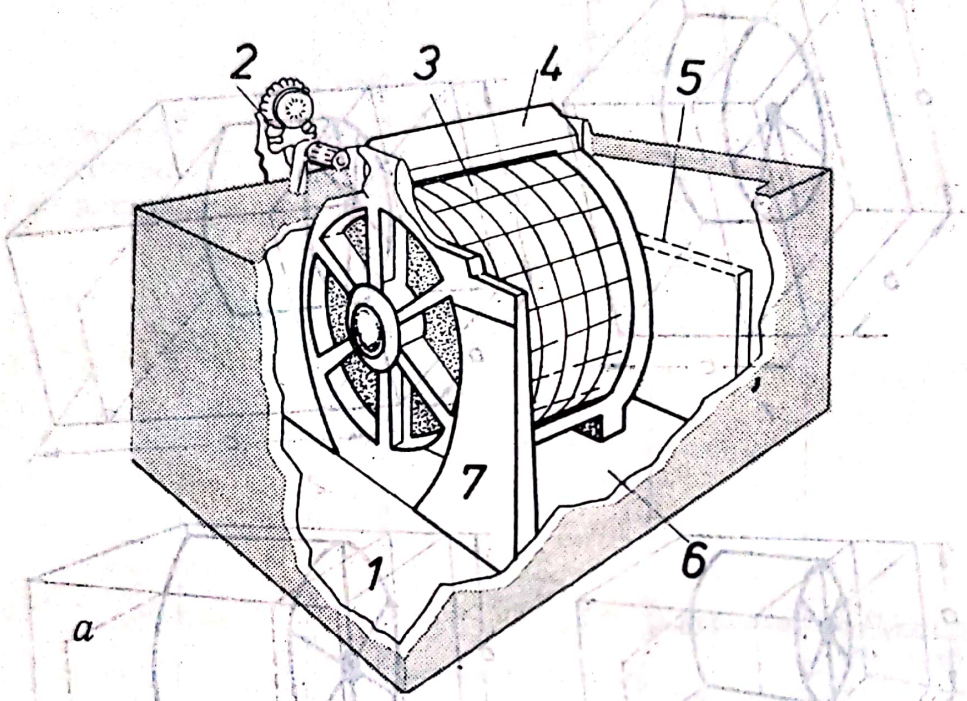



Fig. 8.3. **Imagini isometrice redînd dimensiunile minime ale cuvelor micrositelor.**
Dimensiunile *a*, *b*, *c* sînt prezentate în tabelul 8.5.

Scanned with OKEN Scanner

Apa circulă dintr-un compartiment al rezervorului în capătul deschis al tamburului, celălalt capăt fiind închis și radial prin țesătura de microfiltrare în compartimentul tamburului, suspensiile interceptate fiind reținute pe suprafața interioară a țesăturii. Partea de sus a tamburului se găsește peste nivelul suprafeței apei, iar deasupra tamburului este montat un șir de jeturi cu apă de spălare, care curăță suspensiile acumulate pe sită, conducîndu-le într-un jgheab colector, amplasat în interiorul tamburului.



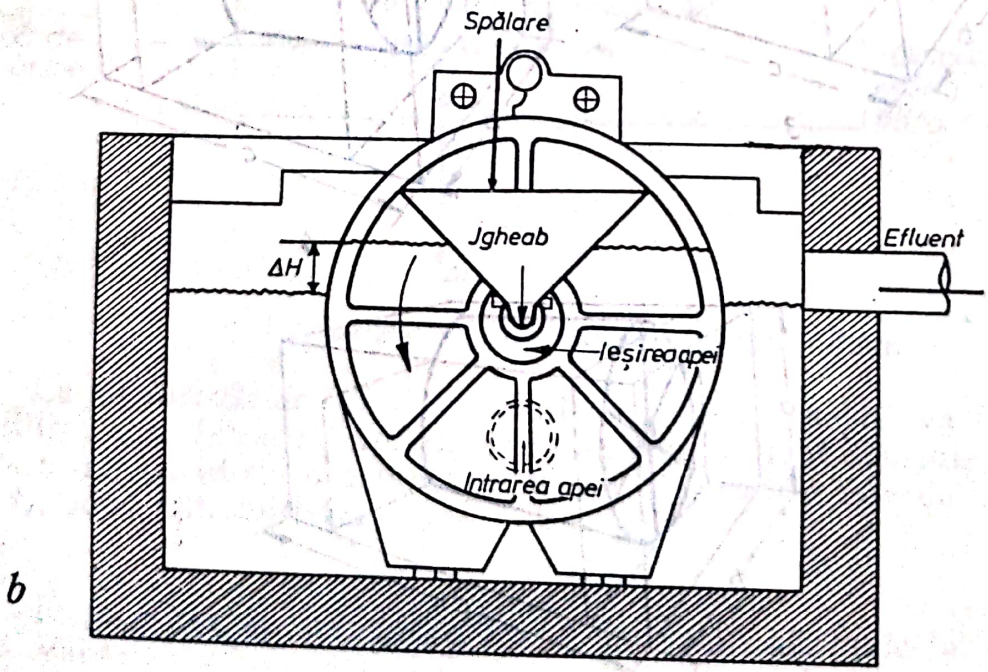




Fig. 8.4. **Unitate tip de microsită:**
*a* — vedere; *b* — secțiune;
*1* — camera influentului; *2* — motor de acționare; *3* — sită; *4* — jet de apă de spălare; *5* — deversor efluent; *6* — camera efluentului; *7* — tambur.

Scanned with OKEN Scanner

Nivelul acestui colector determină nivelul maxim al apei. Cînd tamburul se rotește, stratul de suspensii de pe țesătura microfiltrului este spălat continuu, folosindu-se pentru spălare, lichidul filtrat din compartimentul tamburului. Vitezele periferice de rotire ale tamburului se reglează în funcție de concentrația și natura suspensiilor pe care le conține apa filtrată, putînd ajunge la 3 m/min.

Unele microfiltre sînt dotate cu bare amplasate în interiorul tamburului, care servesc pentru ridicarea particulelor mai mari care tind să se sedimenteze datorită forței gravitaționale, pe țesătură [143].

Apa de spălare care conține suspensii evacuate, reprezintă aproximativ pînă la 5 % din apele filtrate și suspensii de ordinul a 700 mg/l, fiind evacuate împreună cu alte materiale noroioase ori retrimise în rezervoarele primare de sedimentare dacă filtrarea are loc într-o stație complexă de tratare a apelor.

Imaginea unei astfel de instalații este redată în fig. 8.4.

**Părțile principale ale unui microfiltru:**

1) *Motorul electric de antrenare și reductorul cu viteză variabilă, care oferă posibilitatea variației vitezei de rotire a tamburului.*

2) *Dispozitivul de pulverizare cu jeturi de apă la o presiune ridicată, pentru asigurarea unei curățiri satisfăcătoare a microfiltrelor — adică a stratului de suspensii acumulat, cu o cantitate minimă de apă.*

3) *Jgheab de colectare a apei de spălare și particulelor reținute de microfiltru și evacuare spre canalizare sau spre un bazin de colectare, în vederea recirculării.*

4) *Suport rigid pentru țesătura microfiltrului, care poate fi înlocuit ușor cînd ajunge la partea superioară, în caz că s-ar produce vreo avarie* (fig. 8.5).

5) *Dispozitivul de antrenare.*

6) *Orificiul de admisie, care oferă posibilitatea accesului neîntrerupt al apei de filtrare în interiorul microfiltrului.*

7) *Lagărul combinat cu garnitură de etanșare, care oferă o izolare împotriva accesului particulelor nefiltrate, în compartimentul cu apă filtrată.*

8) *Cuvă — realizată din beton. Unitățile mai mici pot fi dotate cu agregate independente, cu cuva realizată din tablă de oțel.*

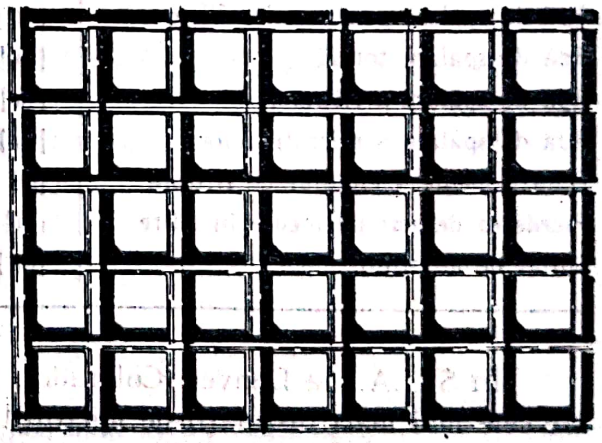


Fig. 8.5. **Panou de susținere a sitei.**

### 8.1.4. PERFORMANȚELE OBȚINUTE ÎN EXPLOATAREA MICROFILTRELOR

Microfiltrarea a fost lansată ca procedeu de tratare a apei în anul 1945 de către firma Glenfield și Kennedy, căpătînd o extindere rapidă în domeniul tratării apei.

Există în funcțiune instalații de acest fel în Anglia, Japonia, S.U.A., Australia, Suedia, Canada și multe alte țări, mai mult de 200 instalații (în peste 28 de țări).

Astfel, în Canada în anul 1960 erau 15 instalații în funcțiune sau în construcție. Dintre acestea, 13 foloseau ca treaptă de tratare unică, în afară de dezinfectare, iar două erau utilizate ca pretratare, înainte de filtrele rapide de nisip.

Se citează performanțele obținute de instalația concepută și realizată la Belleville (Canada), unde alimentarea cu apă se face din lacul Ontario.

Înainte de anul 1958, cînd treptele de tratare ale stației au constat din coagulare, preclorare, filtrare rapidă și postclorare, se consuma o mare cantitate de apă de spălare și coagulant.

În iunie 1958 s-au instalat 4 unități de microfiltre cu diametrul de 2,88 m și lungimea de 1,52 m, prevăzute cu o sită nr. 1 pentru un debit maxim de 36 320 m³/zi.

În tabelul 8.1 se prezintă rezultatele obținute la stația de tratare a apei de la Belleville, unde se pot vedea progresele realizate în această instalație, datorită microfiltrării.

*Tabelul 8.1.* **Date din exploatarea stației de tratare de la Belleville**

| Parametrul | U.M. | Anii: | | |
|---|---|---|---|---|
| | | 1957 | 1958 | 1959 |
| Apa brută | [m³] | 2 003 120 | 1 844 520 | 1 984 490 |
| Apa tratată | [m³] | 1 821 700 | 1 762 150 | 1 886 690 |
| Apă de spălare totală | [m³] | 181 210 | 85 870 | 97 650 |
| Apă de spălare pentru filtre | [m³] | 181 210 | 50 335 | 44 130 |
| Apă de spălare pentru microfiltre | [m³] | — | 35 535 | 53 520 |
| Apă de spălare totală | [%] | 9,70 | 4,90 | 5,00 |
| Apă de spălare a filtrelor | [%] | 9,70 | 2,90 | 2,30 |
| Apă de spălare a microfiltrelor | [%] | — | 2,00 | 2,70 |
| Durata medie a ciclului de filtrare | [h] | 14,30 | 54,40 | 52,30 |
| Pierderea de sarcină medie în filtre | [m] | 1,98 | 1,52 | 1,34 |
| Sulfat de aluminiu | [kg] | 41 723 | 17 116 | 13 575 |

În S.U.A., la Denver (Colorado), a fost concepută și realizată una dintre cele mai mari instalații de microfiltre din lume. Apa adusă de o aducțiune de 37 km din lacul Marston este tratată în instalația compusă din 24 uni-

Scanned with OKEN Scanner

tăți de 3,04 m diametrul × 3,04 m lungime, cu o sită nr. 0, pentru filtrarea a 456 000 m³/zi. În prima etapă, dată în funcțiune în anul 1961 s-au instalat 12 unități de microfiltrare.

Între anii 1958—1960 s-au făcut observații pe un microfiltru cu ∅ 2,28 m × 1,52 m lungime, cu sită nr. 0. Rezultatele obținute sînt prezentate în tabelul 8.2, fiind comparate cu cele obținute la uzina South Side, pe filtre de nisip.

*Tabelul 8.2.* **Date de exploatare comparative între microfiltre și filtre**

| Tipul instalației | Reducerea microorganismelor [%] | Reducerea turbidității [%] | Apa de spălare utilizată [%] |
|---|---|---|---|
| Durata | 1958—1959 | 1958—1959 | 1958—1959 |
| Durata | 1959—1960 | 1959—1960 | 1959—1960 |
| Microfiltre | 93,40—95,60 | 30,90—37,60 | 1,64—2,08 |
| Filtre | 87,50—95,10 | 65,30—67,30 | 2,84—2,85 |

În stația de tratare a apei de la Aucklande din Noua Zeelandă, s-a realizat o instalație de microfiltrare cu ∅ 2,28 m și o lungime de 1,52 m, care primește apa din lacul Pupuke. În apa lacului se dezvoltă în special flagelatul Ceratium. La clorarea apei, planctonul se dezintegrează, degajînd un miros foarte dezagreabil. Prin aplicarea microfiltrării, această situație a fost practic rezolvată. Astfel, cînd apa brută conține 2 480 000 organisme/l, în apa microfiltrată rămîn numai 42 000 organisme/l, deci se obține o reducere de 98%. În cazul în care apa brută conține 5 000 000 organisme/l prin microfiltrare rezultă o reducere de 99,8%. Deci, prin acest procedeu, se înlătură în mod economic cel mai mare neajuns al sursei de alimentare cu apă din lacul Pupuke.

La stația de tratare Evergreen (S.U.A.) s-a montat un microfiltru cu ∅ 1,52 m × 0,91 m lungime, cu o sită nr. 0, care tratează 1 520 m³/zi. Înainte de aplicarea microfiltrării, prezența microorganismelor crea dificultăți în funcționarea filtrelor cu nisip. După introducerea acestui procedeu de tratare, durata ciclului de funcționare a filtrelor cu nisip a crescut cu 200%. Se poate menționa că față de utilizările de la începuturile microfiltrării, domeniul de aplicare s-a lărgit din ce în ce mai mult datorită **avantajelor acestui procedeu**: ● *cheltuieli scăzute de investiții*; ● *suprafață de teren necesară — redusă*; ● *funcționare semiautomată sau automată, în regim continuu*; ● *pierdere de sarcină redusă*; ● *consum redus de apă de spălare*; ● *exploatare ușoară, care nu necesită decît o supraveghere atentă*; ● *întreținere puțin costisitoare.*

### 8.1.5. RECOMANDĂRI PRIVIND PROIECTAREA MICROSITELOR

Normele de proiectare ale micrositelor recomandate în diverse țări, în care această tehnică are o largă utilizare, variază în funcție de condițiile specifice și tipul de pînză filtrantă utilizată.

*Tabelul 8.3.* **Caracteristicile micrositelor produse în U.R.S.S.**

| Nr. sitei | Dimensiunea normală a ochiurilor sitei μ | Diametrul grosimii sitei μ | Numărul de fire pe cm sită | Numărul de ochiuri pe 1 cm² de sită |
|---|---|---|---|---|
| 0,1 | 100 | 70 | 59 | 3 460 |
| 0,09 | 90 | 70 | 63 | 3 900 |
| 0,085 | 85 | 65 | 67 | 4 450 |
| 0,08 | 80 | 65 | 74 | 5 476 |
| 0,075 | 75 | 65 | 71 | 5 100 |
| 0,071 | 71 | 55 | 80 | 6 400 |
| 0,063 | 63 | 54 | 91 | 8 270 |
| 0,06 | 56 | 40 | 100 | 10 000 |
| 0,056 | 56 | 40 | 104 | 10 085 |
| 0,05 | 50 | 35 | 118 | 13 900 |
| 0,045 | 45 | 35 | 125 | 15 000 |
| 0,04 | 40 | 60 | 143 | 20 140 |

**În literatura sovietică se recomandă** (tabelul 8.3):

1) *Viteza liniară de rotație a tamburului 0,40—0,50 m/s.*
2) *Viteza de filtrare prin microsită 5—25 l/s m².*
3) *Presiunea apei de spălare 0,50—2,00 kgf/cm².*
4) *Volumul apei de spălare 1—3% din apa filtrată.*
5) *Pierderea de sarcină optimă:*
   *0,10—0,15 m $H_2O$ — pentru limpezirea apei;*
   *0,06—0,08 m $H_2O$ — pentru îndepărtarea fitoplanctonului.*
6) *Eficiența tehnologică (figurile 8,6 și 8.7):*
   *— reținerea suspensiilor argiloase 20—40%;*
   *— reducerea numărului de celule și alge albastre 50—90%.*
7) *Natura materialului micrositei: nichel, alamă sau bronz fosforos.*
8) *Secțiunea liberă a ochiurilor 28—30% din suprafața sitei.*

Scanned with OKEN Scanner

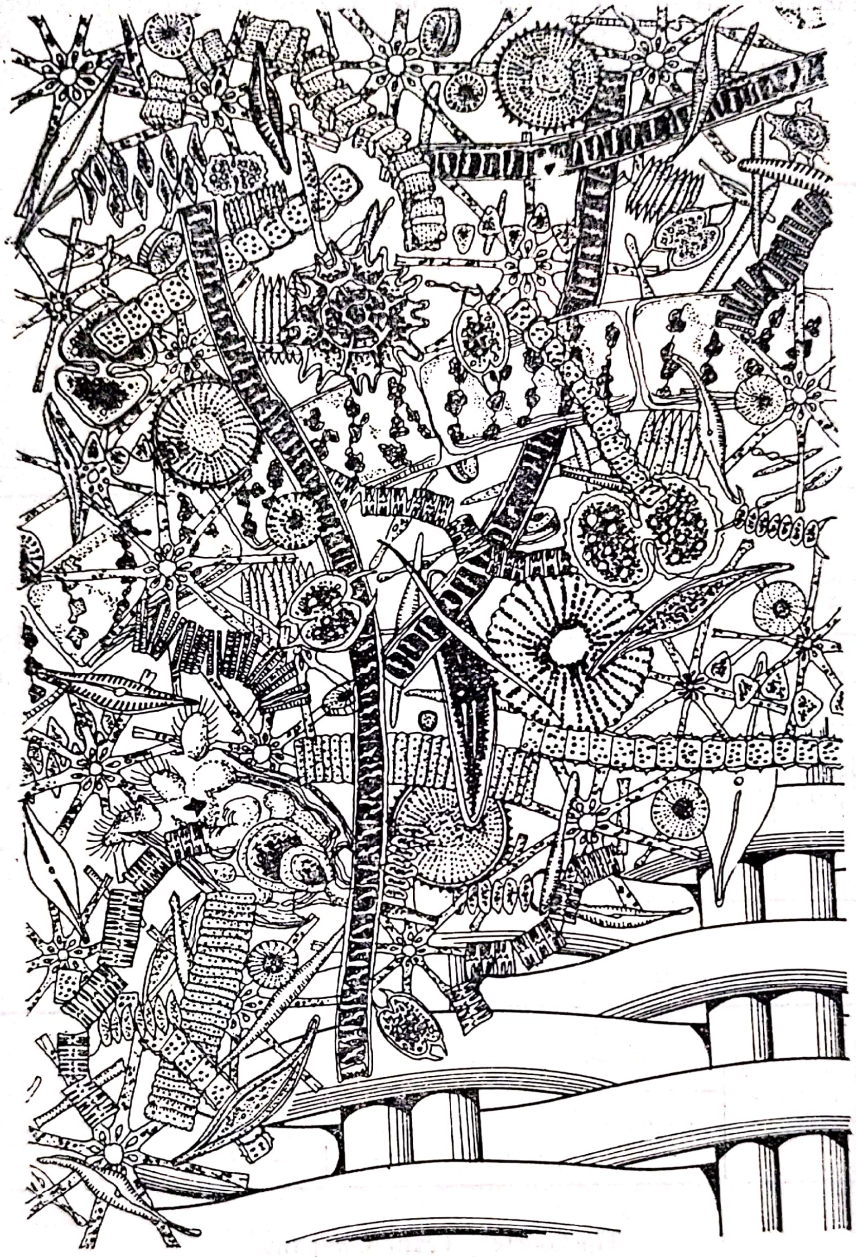


Fig. 8.6. Vedere a peliculei care se formează pe sita rotativă.

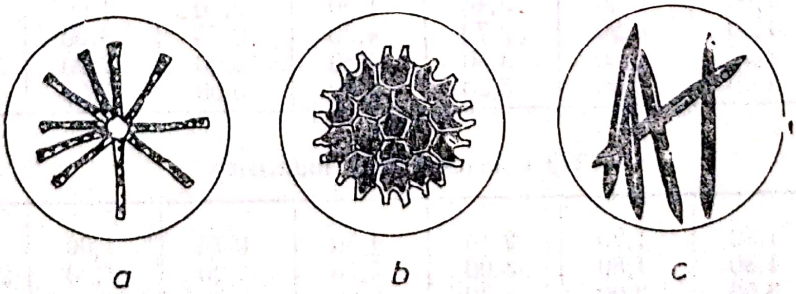



Fig. 8.7. Tipuri de alge.

Scanned with OKEN Scanner

Datele puse la dispoziție de firma Glenfield (Anglia), se prezintă sintetic în tabelul 8.4 pentru microsita propriu-zisă și în tabelul 8.5, pentru ansamblul construcției unde parametrii *a*, *b*, și *c* au semnificațiile din figura 8.3.

*Tabelul 8.4.* **Caracteristicile micrositei Glenfield**

| Nr. | Dimensiunile sitelor | | Motorul [CP] | Capacitatea [m³/zi] |
|---|---|---|---|---|
| | Diametrul [m] | Lățimea [m] | | |
| 1 | 1,5 | 0,15—0,30 | 1/2 | 210— 2 170 |
| 2 | 1,5 | 0,9 | 3/4 | 1 200— 7 510 |
| 3 | 2,25 | 1,5 | 2 | 3 500—17 000 |
| 4 | 3,0 | 3,0 | 4 | 13 000—43 000 |
| 5 | 3,0 | 4,5 | 6 | 21 700—65 000 |

*Tabelul 8.5.* **Elemente constructive ale cuvelor microfiltrelor**

| Nr. tipului | *a* [m] | *b* [m] | *c* [m] |
|---|---|---|---|
| 1 | 1,65 | 2,40 | 1,80 |
| 2 | 1,60 | 2,70 | 4,20 |
| 3 | 2,10 | 3,30 | 4,80 |
| 4 | 3,05 | 4,20 | 6,60 |
| 5 | 3,05 | 4,20 | 8,10 |

În ceea ce privesc datele din literatura americană sînt și mai variate, în funcție de firma producătoare. În tabelul 8.6 se prezintă unele date referitoare la elementele principale a două tipuri de microsite, utilizate la epurarea apelor.

*Tabelul 8.6.* **Caracteristici ale micrositelor**

| Dimensiunile ochiurilor sitelor μ | Dimensiunile sitei [m] | Dimensiunile compartimentelor | | | Motoare | | Capacitatea [m³/zi] |
|---|---|---|---|---|---|---|---|
| | | Lungimea [m] | Lățimea [m] | Lungimea [m] | Acționarea [CP] | Pompă de spălare [CP] | |
| **Tip Courtesy Crane Company** | | | | | | | |
| 23 | 1,50 | 0,30 | 2,40 | 1,80 | 0,50 | 1,00 | 300— 650 |
| 23 | 1,50 | 0,90 | 2,70 | 4,20 | 0,75 | 3,00 | 900— 1 730 |
| 23 | 2,25 | 1,50 | 3,30 | 4,80 | 2,00 | 5,00 | 2 200— 4 400 |
| 23 | 3,00 | 3,00 | 5,20 | 6,60 | 5,00 | 7,50 | 6 500—13 000 |
| **Tip Courtesy Zurn Industries** | | | | | | | |
| 12 | 1,20 | 1,20 | 2,10 | 4,50 | 0,75 | 1,00 | 900— 1 750 |
| 21 | 1,80 | 1,80 | 3,00 | 5,10 | 2,00 | 1,50 | 2 170— 4 350 |
| 21 | 3,00 | 3,00 | 4,20 | 6,60 | 5,00 | 1,00 | 6 500—13 000 |

Scanned with OKEN Scanner

**Alți parametri de proiectare** [157] **pentru micrositele utilizate la filtrarea efluenților rezultați din epurarea biologică a apelor uzate:**

| | |
|---|---|
| Dimensiunile ochiurilor | 20—25 μ (media 15—60 μ) |
| Zona imersată | 75% din înălțime<br>66% din suprafață |
| Încărcarea specifică | 46,5 l/min · m² suprafață imersată |
| Pierdere de sarcină | 7,5—15 cm $H_2O$; în condiții extreme ajunge la 30—45 cm $H_2O$ |
| Viteza periferică a tamburului | 4,50 m/min la 7,5 cm $H_2O$ pierdere de sarcină;<br>37,50—45,00 m/min la 15 cm $H_2O$ pierdere de sarcină; |
| Diametrul tamburului | 3,00 m; utilizarea unor diametre mai mici duce la creșterea debitului apei de spălare |
| Debitul de apă de spălare și presiune | 2% la o presiune de 0,35 kgf/cm²<br>5% la o presiune de 1,00 kgf/cm² |

Din numeroase date privind eficiența acestor tipuri de instalații, se pot prezenta următoarele **concluzii generale privind reținerea suspensiilor solide din efluenții secundari**:

1) *Chiar și în condiții foarte bune de exploatare, apa trecută prin microsită va rămîne cu o încărcare de 5—10 mg/l substanțe în suspensie.*

2) *Performanțele tind să fie mai bune (75—80%), la o încărcare hidraulică mai mică.*

3) *Creșterea în influent a concentrației de substanțe în suspensie se reflectă în efluent, dar fără apariții de creșteri bruște.*

4) *O mai bună reținere se va obține la ochiuri mai mici ale sitei.*

5) *Microfiltrarea poate fi utilizată și în locul decantării secundare după filtrele biologice, la concentrații reduse și suspensii bine floculate.*

6) *La viteze mai reduse de rotație, rezultă calități superioare ale efluentului.*

### 8.1.6. INSTALAȚII REALIZATE ÎN REPUBLICA SOCIALISTĂ ROMÂNIA

În ultimul timp s-au realizat și la noi în țară, la unele stații de tratare a apei provenită din lacuri de acumulare, instalații de site rotative.

Eficiența acestora în exploatare s-a dovedit pînă în prezent redusă, datorită calității sitei (din bronz fosforos), avînd ochiuri de ≈ 80 μ (tabelul 8.7).

*Tabelul 8.7.* **Eficiența sitelor rotative din bronz fosforos**

| Indicatori | U.M. | Apă brută | Apă sitată | Eficiența de îndepărtare [%] |
|---|---|---|---|---|
| Organisme | [nr./ml] | 7 020 | 4 720 | 33 |
| Turbiditate | [grade $SiO_2$] | 15 | 12 | 20 |
| Culoare | [mg Pt/l] | 15 | 13 | 13 |
| Oxidabilitate | [mg $KMnO_4$/l] | 8,5 | 7,5 | 12 |

Scanned with OKEN Scanner

Pentru mărirea eficienței unor astfel de instalații, care ar avea drept efect și o mai largă utilizare a microfiltrării în tehnica tratării și epurării apei, este necesară realizarea unei pînze filtrante, cu calități superioare (ochiuri cu dimensiuni sub 40 μ).

**Principalele elemente constructive ale micrositelor în funcțiune:**

| Caracteristica | Valoarea |
|---|---|
| Diametrul tamburului | 3,30 m |
| Lungimea tamburului | 5,00 m |
| Capacitatea | 800 l/s |
| Motorul de acționare | 1,10 kW |
| Turația sitei | 1—2 rot/min |
| Debitul de apă de spălare | 12—25 l/s |

## 8.2. VACUUM FILTRE

Filtrarea sub vid este unul dintre cele mai răspîndite procedee de deshidratare a nămolului și dintre acestea, vacuum filtrele cu tambur au utilizare mai largă față de celelalte tipuri ca: filtrele cu disc, filtrele bandă, filtrele plane etc.

### 8.2.1. VACUUM FILTRU ROTATIV

Filtrul de vid cu tambur sau vacuum filtrul rotativ cum mai este denumit, este format dintr-un tambur cilindric rotativ, acoperit cu o pînză țesută din material natural sau sintetic. Tamburul este parțial scufundat într-o baie cu nămol, astfel că 20—40% din suprafața cilindrului este imersată (fig. 8.8.)

Tamburul rotativ este compartimentat în trei compartimente. Capul distribuitor montat la unul din capete dirijează aerul și vidul în diferite zone ale tamburului sub acțiunea vacuumului realizat de pompa de vid de 25—70 cm Hg, suprafața exterioară a tamburului înfășurată în pînza filtrantă care se află imersat în bazin se acoperă cu un strat de nămol care crește în grosime pe măsură ce se ridică, prin mișcarea de rotație lentă a tamburului. Apoi, cînd ajunge deasupra nivelului nămolului din bazin, sub acțiunea aceluiași vacuum care aspiră apa prin mediul filtrant, nămolul este supus unui proces de uscare treptată, formîndu-se o turtă parțial deshidratată, pînă ajunge în zona cuțitului sau al altui dispozitiv de desprindere, unde printr-o insuflare de aer este desprinsă de pînză, recuperată de lama cuțitului și condusă spre sistemul de transport.

Scanned with OKEN Scanner

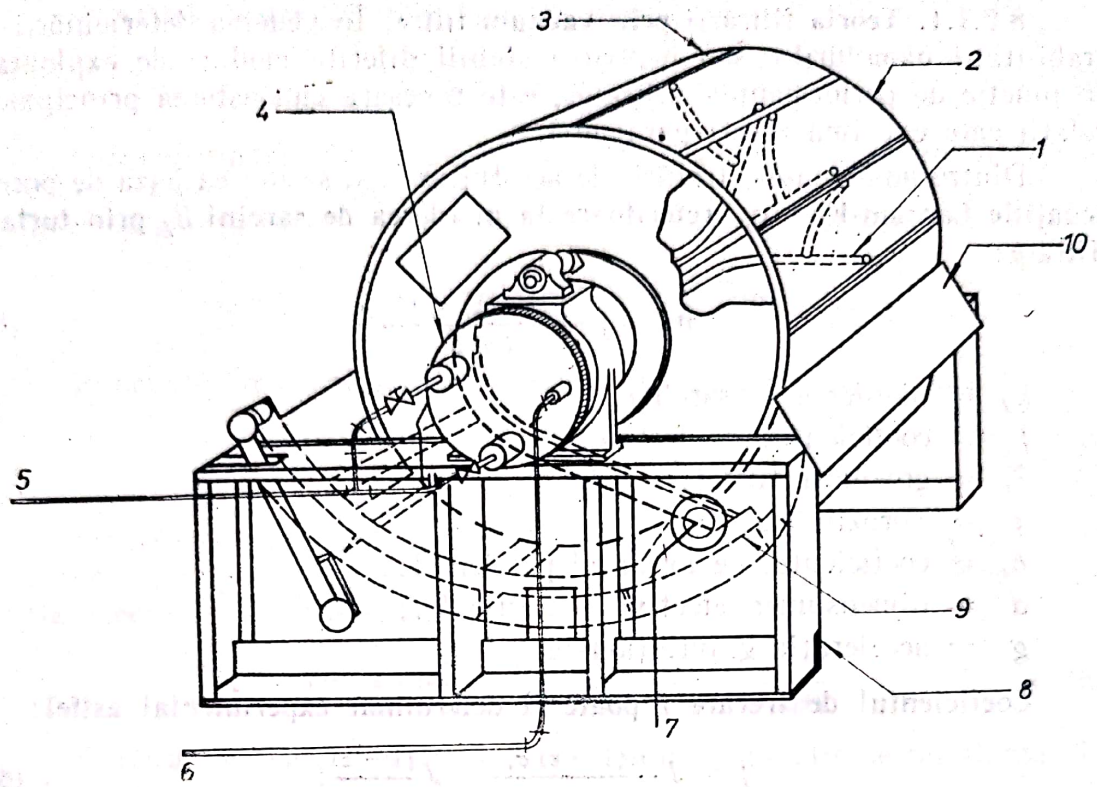



Fig. 8.8. **Vacuum filtru:**
*1* — conductă filtrat; *2* — tambur; *3* — pînză; *4* — vană automatizată; *5* — conductă de aer şi filtrat; *6* — conductă vacuum; *7* — alimentare nămol; *8* — vas nămol; *9* — agitator nămol; *10* — răzuitor.

În fig. 8.9 se arată schematic diferite zone ale tamburului în rotire, zone care sînt astfel conectate la sursa de vid sau aer comprimat, după poziţia pe care o are suprafaţa tamburului. Timpul în care un punct de pe circumferinţa tamburului este imersat se numeşte *timp de formare*, iar perioada în care turta rămîne deasupra nivelului nămolului din bazin se numeşte *timp de uscare*. Turta este îndepărtată de pe pînză înainte de a reintra în bazin printr-un cuţit raclor, rolă de desprindere sau prin simplă descărcare gravitaţională.

Pentru a se evita decantarea suspensiilor solide, nămolul din bazin este permanent agitat de către un dispozitiv special, acţionat de un motoreductor.

Vacuum filtrarea cu tambur rotativ este un proces continuu sau ciclic, care are două faze principale: formarea turtei de nămol şi deshidratarea acesteia.

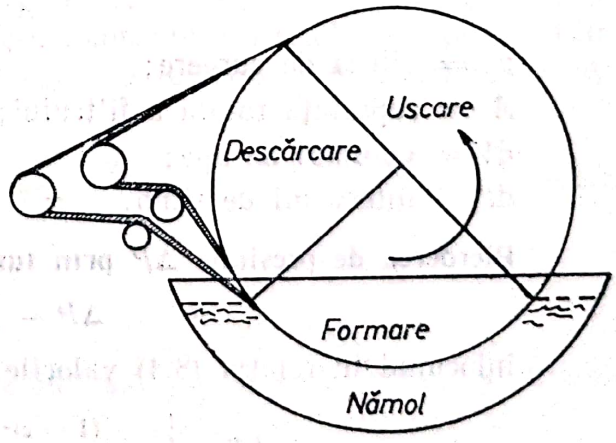



Fig. 8.9. **Schema zonelor de lucru ale tamburului.**

8.2.1.1. **Teoria filtrării prin vacuum filtre.** În vederea determinării filtrabilității nămolurilor sau pentru a stabili diferite moduri de exploatare, în funcție de performanțele filtrelor, este necesară cunoașterea principalelor relații care exprimă acești parametri.

Dintre numeroasele tratări ale acestui proces, se iau ca bază de pornire **ecuațiile Carman-Kozeny, referitoare la pierderea de sarcini $h_f$ prin turta de filtrare:**

$$h_f = f \frac{\delta_t (1 - \varepsilon)\, \sigma_s\, v^2}{d\, \varepsilon^3\, g}; \tag{8.4}$$

$h_f$ = pierderea de sarcină;
$f$ = coeficientul de frecare;
$\delta_t$ = grosimea turtei;
$\varepsilon$ = porozitatea;
$\sigma_s$ = coeficientul de formă al particulei;
$d$ = dimensiunea efectivă a particulei;
$g$ = accelerația gravitațională.

**Coeficientul de frecare $f$ poate fi determinat experimental astfel:**

$$f = J \frac{\mu (1 - \varepsilon)\, \sigma_s}{\rho_l\, v_d} = J \frac{(1 - \varepsilon)}{Re}; \tag{8.5}$$

$J$ = o constantă;
$\mu$ = viscozitatea absolută;
$\rho_l$ = densitatea suspensiei;
$Re$ = numărul Reynolds.

**Viteza de curgere prin filtru se poate obține prin raportul dintre volumul filtrului și suprafață:**

$$v = \frac{1}{A} \frac{dV}{dt};$$

$v$ = viteza de curgere;
$A$ = suprafața totală a filtrului;
$dV$ = volumul de apă;
$dt$ = intervalul de timp.

**Pierderea de presiune $\Delta P$ prin turtă:**

$$\Delta P = \rho_1 h_f,$$

înlocuind în relația (8.4) valorile menționate, rezultă:

$$\Delta P = \left[ \frac{(1 - \varepsilon)^2\, \sigma_s^2}{g d^2\, \varepsilon^3} \right] \frac{\mu \delta_t}{A} \cdot \frac{dV}{dt}. \tag{8.6}$$

Scanned with OKEN Scanner

**Grosimea turtei de nămol** poate rezulta din:

$$\delta_t = \frac{\textit{Volumul turtei}}{\textit{Suprafața turtei}}. \tag{8.7}$$

Volumul turtei este greu de determinat și atunci este exprimat prin produsul dintre greutatea materiilor solide depuse pe unitatea de volum al filtratului $w^0$ și greutatea specifică a turtei $\omega_s^0$ și **volumul filtratului** $V$, rezultînd:

$$\textit{Volumul turtei} = \frac{w^0 v}{\omega_s^0} A\delta_t.$$

Înlocuind în ecuația (8.6) valoarea grosimii turtei, rezultă:

$$\Delta P = J\left[\frac{(1-\varepsilon)^2 \sigma_s}{gd^2\,\varepsilon^3\omega_s^0}\right]\frac{\mu w^0 V}{A^2}\cdot\frac{dV}{dt}. \tag{8.8}$$

Valoarea termenilor cuprinși în paranteză depinde numai de proprietățile nămolului și se poate exprima printr-un singu parametru $r$, denumit rezistența specifică la filtrare, astfel:

$$\Delta P = r\frac{\mu w^0 V}{A^2}\cdot\frac{dV}{dt}; \text{ sau: } \frac{dV}{dt} = \frac{\Delta P A^2}{r\mu w^0 V}. \tag{8.9 și 8.10}$$

Relația pe care Sperry a exprimat-o în funcție de rezistența $R_m$ a mediului:

$$\frac{dV}{dt} = \frac{\Delta P A^2}{r\mu w^0 V + R_m \mu A}. \tag{8.11}$$

Ecuația (8.11) poate fi integrată pentru determinarea rezistenței specifice la filtrare $r$ și rezistența mediului $R_m$. În cazul nămolurilor compresibile cînd crește grosimea turtei, crește și rezistența specifică în timp, astfel că relația (8.11) nu mai poate fi integrată corect.

Într-o fază mai avansată a filtrării, Gale a arătat că presiunea în turtă scade foarte mult și rezistența mediului începe să fie neglijabilă. În aceste condiții, presiunea diferențială de partea cealaltă a turtei și prin urmare, și rezistența specifică, poate fi considerată constantă. Astfel, dacă primul filtrat este ignorat $R_m$ poate fi considerat egal cu zero, iar prin integrarea ecuației (8.11), rezultă:

$$\frac{t}{V} = \frac{\mu w^0 r}{2\Delta P A^2}; \tag{8.12}$$

$t$ = timpul;
$V$ = volumul filtrului [m³];
$\mu$ = viscozitatea filtrului;
$w^0$ = greutatea materiilor solide din unitatea de volum al filtrului [kg/m³];
$r$ = rezistența specifică de filtrare [s²/g];

$\Delta P$= pierderea de presiune [cm $H_2O$];

$A$ = suprafața totală a filtrului [$cm^2$].

Relația (8.12) poate fi scrisă și sub forma:

$$t/V = bV, \tag{8.13}$$

în care $b$ este tangenta unghiului $t/V$ în funcție de volumul $V$ de care depinde intervalul de timp pînă la partea finală a experimentării.

Rezistența specifică medie a turtei la o anumită diferență de presiune:

$$r = \frac{2\Delta PA^2}{\mu w} b. \tag{8.14}$$

Valoarea $b$ se obține printr-un test simplu de laborator, cu ajutorul pîlniei Bucher.

Datorită faptului că majoritatea nămolurilor întîlnite în tratarea apelor sînt compresibile, rezistența specifică a turtei este influențată de presiunea diferențială prin turtă. Marea parte a particulelor solide din nămol se deformează la valori mari ale vacuumului și umplu deschiderile porilor, ceea ce mărește **rezistența specifică** și se poate exprima astfel:

$$r = R_t P^s ; \tag{8.15}$$

$R_t$ = constantă, reprezentînd rezistența specifică a turtei necompresibile;

$s$ = coeficientul de compresibilitate al turtei — variază de la zero în cazul materialelor incompresibile, între 0,2 și 0,5 pentru turte cu compresibilitate medie și între 1,0—1,12 pentru turte compresibile; pentru nămolurile rezultate din apele uzate menajere, coeficientul de compresibilitate variază între 0,4 și 0,85.

Relația (8.15) poate fi scrisă și sub forma:

$$\log r = \log R_t + s \log \Delta P, \tag{8.16}$$

graficul logaritmic al rezistenței specifice se determină la diferite diferențe de presiune, coeficientul de compresibilitate al turtei constante, ca și panta cînd $\Delta P = 1$.

O relație similară se poate obține pornind de la ecuația lui Ruth [112], care ține seama și de rezistența materialului filtrant, asimilîndu-l cu o turtă fictivă ce se realizează într-un timp fictiv și este scris pentru un regim discontinuu:

$$(V'' + V_f)^2 = \frac{2\Delta PA^2}{\mu wr} (t'' - t_f).$$

Considerînd că tamburul se învîrte cu o viteză de rotație $N$ (rot/s) și că fracțiunea $f_r$ din suprafață este imersată și funcționează propriu-zis în zona

de filtrare, rezultă că timpul efectiv de filtrare pentru o turtă a tamburului va fi egală cu $f_r/N$. Înlocuind în relație, rezultă:

$$(V' + V_f)^2 = \frac{2\Delta PA^2}{\mu\, wr}\,(f_r/N + t_f);$$

$V'$ = volumul filtratului produs la un tur al tamburului;
$V_f$ = volumul fictiv al filtratului;
$t_f$ = timpul fictiv de filtrare,

care prin simplificare, ținînd seama că pentru $N \to \infty$; $f/N = 0$ și $V' = 0$ rezultă ecuația lui Ruth pentru vacuum filtrul rotativ:

$$\frac{1}{V} = \frac{\mu\, wr}{2\Delta PA^2}\,(V/N + 2V_f).$$

Prin încercări experimentale se determină $V$ și $N$ cu ajutorul cărora se calculează $r$ și rezultă suprafața $A$.

Coeficientul de compresibilitate al nămolului poate fi determinat prin încercări de laborator prin testul pe pîlnie Büchner (fig. 8.10) sau prin metoda CST (Capillary Suction Time); elaborat de laboratoarele British Water Pollution Research Laboratory, constituind unul din elementele de bază pentru proiectarea instalațiilor de vacuum filtre. Din relațiile (8.15) și (8.12) se poate exprima **volumul de filtrat,** care este produs pe unitatea de suprafață într-un anumit interval de timp:

$$\frac{V}{A} = \left[\frac{2\Delta Pt}{\mu w^0 R \Delta P^s}\right]^{1/2}; \qquad (8.17)$$

dacă $t$ se exprimă în funcție de timpul imersat,

$$t = f_r\, t_r; \qquad (8.18)$$

$f_r$ = fracțiunea din timpul de rotație al tamburului cînd acesta este imersat;
$t_r$ = timpul de rotație al tamburului.

**Productivitatea $P_r$ a filtrelor rotative cu vacuum** poate fi exprimată prin greutatea materiilor uscate din nămolul filtrat în unitatea de timp și de suprafață:

$$P_r = Vw^0/At_r, \qquad (8.19)$$

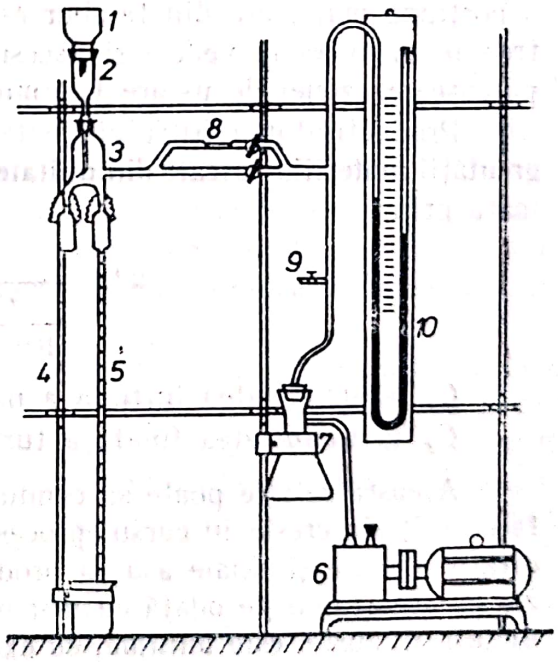



Fig. 8.10. **Instalație de laborator pentru determinarea rezistenței specifice la filtrare a nămolului prin metoda cu pîlnia Büchner:** *1* — pîlnie Büchner; *2* — piesă cu slif; *3* — distribuitor; *4* — recipient necalibrat; *5* — biuretă; *6* — pompă de vid; *7* — vas tampon; *8* — vas capilar; *9* — priză de aer; *10* — manometru.

Scanned with OKEN Scanner

în care, dacă introducem pe $V/A$ din relația (8.17) rezultă:

$$P_r = \left[\frac{2\Delta P^{(1-s)} f_r w^0}{\mu R_t t_r}\right]^{1/2}, \tag{8.20}$$

iar **pentru turte necompresibile:**

$$P_r = \left[\frac{2\Delta P f_r w^0}{\mu R_t t_r}\right]^{1/2}; \tag{8.21}$$

$P_r$ = productivitatea exprimată în greutatea materiilor uscate pe unitatea de timp și suprafață [kg/m³ · h];
$f_r$ = fracțiunea din timpul de rotație în care se află imersat [%];
$w^0$ = greutatea materiilor pe unitatea de volum [kg/m³];
$\mu$ = coeficientul de viscozitate dinamică;
$R_t$ = rezistența specifică a nămolului [cm/g];
$t_r$ = timpul de rotație al tamburului [min].

Rezultă că productivitatea crește proporțional cu diferența de presiune $\Delta P^{(1-s)/2}$ aplicată, dar cînd nămolurile sînt compresibile și $s = 1$, productivitatea nu este influențată de presiune.

Reducerea timpului de rotație al tamburului poate crește productivitatea; de asemenea, din relația productivității rezultă valori mai mari dacă o porțiune mai mare din tambur este imersată pentru formarea turtei, însă trebuie să avem în vedere și necesitatea ca să existe timp suficient pentru parcurgerea zonei de uscare la umiditatea dorită.

Productivitatea filtrului poate fi influențată și de **rădăcina pătrată a greutății materiilor uscate din unitatea de volum filtrată** $w^0$ care poate fi exprimată prin:

$$w^0 = \frac{1}{\frac{C_i}{100 - C_i} - \frac{C_f}{100 - C_f}}; \tag{8.22}$$

$C_i$ = umiditatea inițială a nămolului [%];
$C_f$ = umiditatea finală a turtei după filtrare [%].

Această relație poate să conducă la erori, deoarece în practică, umiditatea inițială crește în cursul procesului de filtrare. Studiile influenței umidității inițiale și finale asupra productivității filtrului, au ajuns la concluzia că aceasta crește odată cu mărirea concentrației de solide și că influența umidității turtei este minimă, cu excepția valorilor reduse ale valorii umidității finale $C_f$.

Productivitatea filtrelor variază de asemenea invers proporțional cu rădăcina pătrată a rezistenței specifice și a viscozității, ceea ce face să se acționeze pentru reducerea rezistenței specifice $r$ prin condiționarea sau realizarea temperaturii înalte de filtrare pentru micșorarea viscozității.

Scanned with OKEN Scanner

Studiile mai recente asupra filtrării prin turte compresibile au introdus noțiunea de **rezistență specifică medie** $r_m$, care ține sema de variația locală a porozității și presiunii:

$$r_m = \frac{\Delta P}{\int_0^P \frac{dp_s}{r_x}};$$

$r_x$ = rezistența specifică locală la presiune a turtei:

$$r_x = \frac{h_k (1 - \varepsilon_x) A^2}{\varepsilon_x^3 \delta_s}$$

$h_k$ = constanta lui Kozeny;
$\delta_s$ = greutatea specifică a solidelor;
$dp_s$ = presiunea exercitată asupra solidelor;
$\varepsilon_x$ = porozitatea locală.

Relația care exprimă mai corect **legătura între rezistența specifică medie și variația presiunii** este:

$$r_s = R_0 (1 - \alpha \Delta P^s);$$

$R_0$ reprezintă rezistența specifică a unei turte depuse sub o presiune egală cu zero.

Concluzia practică ce rezultă este că pentru turte foarte compresibile, cu coeficientul s apropiat de 1, rezistența specifică crește mult mai repede ca presiunea și deci creșterea presiunii de lucru conduce la scăderea debitului filtrat.

Pentru determinarea coeficientului de compresibilitate, se folosește de mai bine de 25 ani cu succes, *celula de porozitate-compresiune*, care a fost introdusă de Ruth în anul 1964 și utilizată pe scară largă de către Grace din anul 1953.

Teoria modernă a filtrării cu turte compresibile a fost dezvoltată de către Tiller și Shirato [129], aprofundînd procesele intime ce au loc și completînd relațiile clasice. Astfel, Tiller a arătat că variația rapidă a structurii turtei compresibile, respectiv a porozității, influențează debitul și propune introducerea unui factor de corecție $J_1$ în expresia rezistenței specifice medii care devine $r_{m_{J_1}}$:

$$r_{m_{J_1}} = J_1 r_m; \qquad J_1 = \int_0^1 \frac{Q_x}{Q_0} \, d\frac{G_x}{G};$$

$Q_x$ = debitul local instantaneu la distanța $x$;
$Q_0$ = debitul constant la ieșirea din filtru;
$G_x$ = greutatea solidelor uscate pentru o turtă de grosimea $\delta_x$;
$G_x = wV$, greutatea totală a solidelor uscate.

Scanned with OKEN Scanner

De asemenea, Shirato aduce o corecție ținînd seama de viteza relativă a filtratului în raport cu particulele solide ale turtei care nu sînt riguros imobile, viteză care produce o frecare solid-lichid ce determină o pierdere de presiune.

**Termenul de corecție** $J_2$:

$$J_2 = \int_0^1 \frac{v_x}{v_0} - f_x \frac{v_t}{v_0} \, \mathrm{d} \frac{G_x}{G_0} ;$$

$v_x$ = viteza fluidului în goluri la distanța $x$;
$v_0$ = viteza constantă la ieșirea din filtru;
$f_x$ = coeficientul reprezintă raportul goluri-plinuri:

$$f_x = \varepsilon_x / 1 - \varepsilon_x ;$$

$v_t$ = viteza de trasare a particulelor solide.

**Expresia rezistenței specifice medii** devine astfel:

$$r_{mj_2} = J_2 r_m .$$

În ceea ce privește valorile acestor coeficienți ce se determină experimental $J_1$ este aproximativ egal cu 1, iar $J_2$ ajunge la 0,5 astfel încît:

$$J_2 \leqslant J_1 \leqslant 1.$$

Aceste corecții aduse rezistenței specifice medii, în cazul turtei compresibile, au o deosebită importanță practică, neaplicarea lor conducînd la o subestimare a capacităților instalațiilor existente sau la supraevaluarea instalațiilor proiectate.

Cu toate datele și parametrii ce se obțin prin analiza teoretică a procesului de filtrare sub vid a nămolului, precum și a căilor de a asigura productivități ridicate este mai indicat a se face încercări de laborator pe modele și instalații de vacuum filtrare cu suprafețe reduse. Aceste încercări, care sînt efectuate în aceleași condiții de material și de exploatare ca și în realitate, pot furniza mai mulți parametri de proiectare privind productivitățile reale.

8.2.1.2. **Metode de încercare pentru dimensionarea vacuum filtrelor.** În vederea stabilirii parametrilor de dimensionare ai filtrelor cu vid, determinarea rezistenței specifice la filtrare și a coeficientului de compresabilitate prezintă o importanță deosebită. Dintre procedeele de încercare folosite, menționăm metoda cu pîlnia Bűchner, metoda foliei de filtru și celula porozitate-compresiune, fiind cele mai frecvent utilizate.

Metoda cu pîlnia Bűchner dă posibilitatea determinării rezistenței specifice a nămolului, a influenței relative a diferitelor procedee de condiționare, precum și a suprafeței de filtrare necesară. Metoda de testare cu folie de filtru se folosește pentru determinarea suprafeței necesare de filtrare.

*În metoda Bűchner*, instalația de laborator poate fi realizată în diferite variante [138 și 151]. Cea curent utilizată cuprinde o pîlnie Bűchner acoperită cu un strat filtrant, montată la o piesă cu slif pe o biuretă gradată, racor-

Scanned with OKEN Scanner

dată la un circuit de aspirație prin intermediul unui vas tampon. Vidul este reglat printr-o priză de aer controlată printr-un manometru diferențial (v. fig. 8.10).

În vederea efectuării determinării, suportul filtrant (hîrtia de filtru sau pînza) este așezat pe pîlnie și se umezește cu apă. Nămolul este bine omogenizat înainte de filtrare și i se măsoară temperatura. Se produce vid treptat cu ajutorul prizei de aer, apoi se măsoară volumul filtratului și intervalul de timp, după eliminarea filtratului scurs în primele două minute; citirea volumului filtratului se face cu o frecvență corespunzătoare naturii nămolului. Pentru a asigura precizia măsurătorii, se recomandă a se face două, trei încercări, iar apoi media rezultatelor. Reprezentarea grafică a $t/V$ în funcție de volumul filtratului $V$ (fig. 8.11) permite calculul rezistenței specifice cu relația (8.14), în care $b$ este panta dreptei $D$. Valorile obișnuite ale rezistenței specifice variază între $5 \cdot 10^7 - 70 \cdot 10^7$ s²/g pentru nămolul condiționat.

O deficiență a acestei metode este că timpul și volumul se iau cumulat, ceea ce neglijează unele părți ale curbei rezultate. Crook și Jones [27] au arătat că în partea superioară a curbei din figura 8.11 ar fi un palier înaintea fazei de uscare. Aceasta rezultă cînd se măsoară debitul instantaneu $dv/dt$ sau $1/Qj$ — inversul său, în locul debitului mediu cumulat. Reprezentarea grafică a lui $1/Qj$ în funcție de volumul de nămol alimentat se prezintă în figura 8.12 care arată acest lucru, precum și modificarea părții inițiale a curbei. În figura 8.13 se arată schematic corelarea între reprezentarea grafică și ciclul de funcționare al unui vacuum filtru cu tambur rotativ cu 4 faze de prelucrare. În prima fază, aderarea suspensiilor crește de la 0 la contactul tamburului cu nămolul pînă la 100% la sfîrșitul fazei. În faza a doua continuă formarea turtei în condiții de aderare aproape completă a solidelor. Faza a treia începe imediat după ce tamburul acoperit cu nămol iese din bazin și se caracterizează prin ieșirea apei din orificiile mai mari ale porilor capilari. În faza a patra, turta este în continuare deshidratată prin uscare cu aer. Faza a doua este singura porțiune a curbei care coincide aproximativ cu reprezentarea teoretică [138].

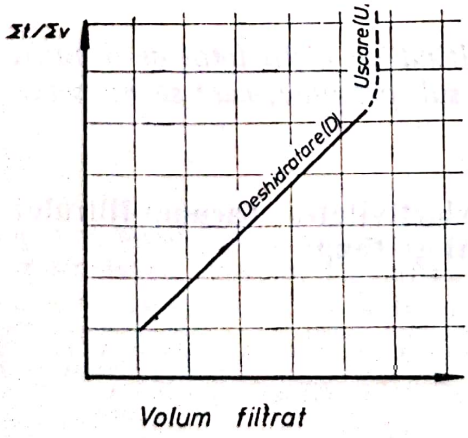



Fig. 8.11. Reprezentarea grafică a metodei de încărcare cu pîlnia Büchner.

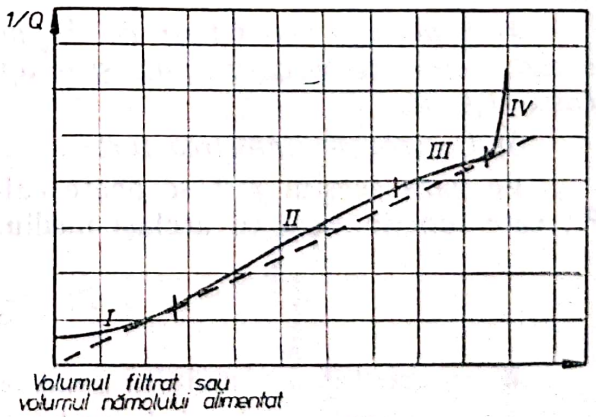



Fig. 8.12. Reprezentarea grafică a debitului instantaneu.

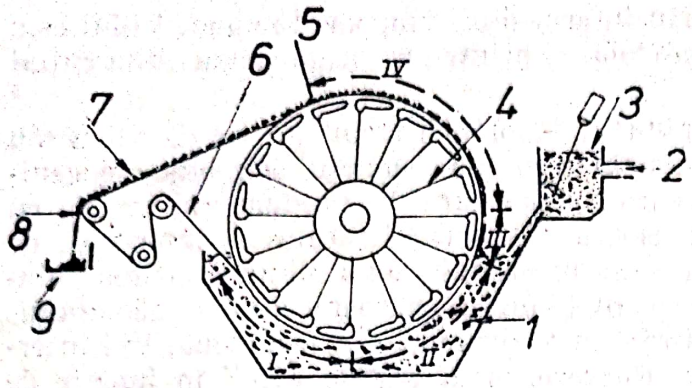



Fig. 8.13. **Reprezentarea schematică a fazelor de lucru ale filtrului cu vid:**

*1* — nămol; *2* — alimentare; *3* — condiţionare; *4* — filtrat; *5* — vacuum; *6* — pînză filtrantă; *7* — turtă; *8* — rolă; *9* — bandă transportoare.

Pentru determinarea coeficientului de compresibilitate prin metoda cu pîlnia Bűchner, se efectuează 4 — 5 încercări de filtrare ale aceluiaşi nămol, la presiuni diferite, reprezentînd grafic relaţia (8.16). Un alt dezavantaj al acestei metode este că nu permite o determinare a caracteristicilor de funcţionare. Diferenţele între testul Bűchner şi filtrul în exploatare constă şi în faptul că nămolul este alimentat în strat gros, umplînd pîlnia, iar filtrul de testare este mult mai etanş, ceea ce face să nu fie păstrată determinarea cu exactitate a concentraţiei de solide în filtrat şi nici caracteristicile turtei.

*Metoda cu folie de filtru* permite totuşi prevederea cu mai mare exactitate a parametrilor de exploatare ai unui vacuum filtru. Pentru încercarea cu această metodă, se utilizează o folie de filtru, peste care se montează o pînză filtrantă, identică cu cea care se va utiliza la scară industrială (fig. 8.14, *a*).

**Metodologia efectuării încercărilor cu folie de filtru, descrisă în detaliu de către Eckenfelder şi O'Connor** [37] **cuprinde:**

1) *Se condiţionează* $\approx$ *2 l nămol, care se va îngroşa la o concentraţie minimă de 20% sau cea corespunzătoare aplicării reale.*

2) *Producerea vidului dorit şi imersarea filtrului cu folie în probe de nămol, ce se amestecă continuu timp de* $1^1/_2$ *minut, simulînd perioada de formare a turtei.*

3) *Scoaterea foliei şi aducerea ei în poziţie verticală şi uscarea sub vid, timp de 3 min (sau alt timp), simulînd porţiunea de drenare şi uscare din ciclul respectiv.*

4) *Evacuarea turtei timp de* $4^1/_2$ *min (rezultînd un ciclu total de 6 min), în care scop se deconectează folia şi se aplică aer sub presiune, care să nu depăşească 1,4 at.*

5) *Uscarea şi cîntărirea turtei.*

Pe baza acestui test se poate calcula **productivitatea vacuum-filtrului** $P_r$, **care funcţionează cu acelaşi mediu, condiţii şi timp:**

$$P_r = \frac{W}{A_T t_r};$$

$W$ = greutatea nămolului uscat reţinut;
$A_T$ = suprafaţa pînzei de probă;
$t_r$ = timpul de rotaţie al tamburului.

Cunoscînd procentul de timp afectat uscării dintr-un ciclu, ținînd seama de grosimea turtei pentru un timp de filtrare dat, gradul de vid și presiunea aerului, este posibil să se determine pentru fiecare ciclu umiditatea turtei.

În încercarea cu *celula porozitate-compresiune* (fig. 8.14), se permite determinarea rezistenței specifice cu ajutorul a doi cilindri concentrici, care pot culisa unul în celălalt și sînt echipați fiecare cu un fund poros, cu același număr de goluri. Turta de filtrare este comprimată între aceste suprafețe poroase de către cilindrul interior, care acționează cu un piston încărcat cu greutăți sau o presă acționată mecanic. Simultan, cilindrul interior este alimentat cu filtrat de la un rezervor. Măsurînd pentru fiecare presiune încărcată volumul turtei (prin determinarea cu precizie a poziției cilindrului interior) și debitul filtrat, se poate calcula prin aplicarea relației lui Darcy-Carman, **porozitatea rezistenței la curgerea fluidului**, precum și a **rezistenței specifice a turtei**:

$$R = \frac{H A_c}{\mu Q};$$

$R$ = rezistența turtei pentru fiecare presiune;
$H$ = înălțimea de încărcare cu filtrat;
$A_c$ = suprafața celulei;
$Q$ = debitul filtrat.

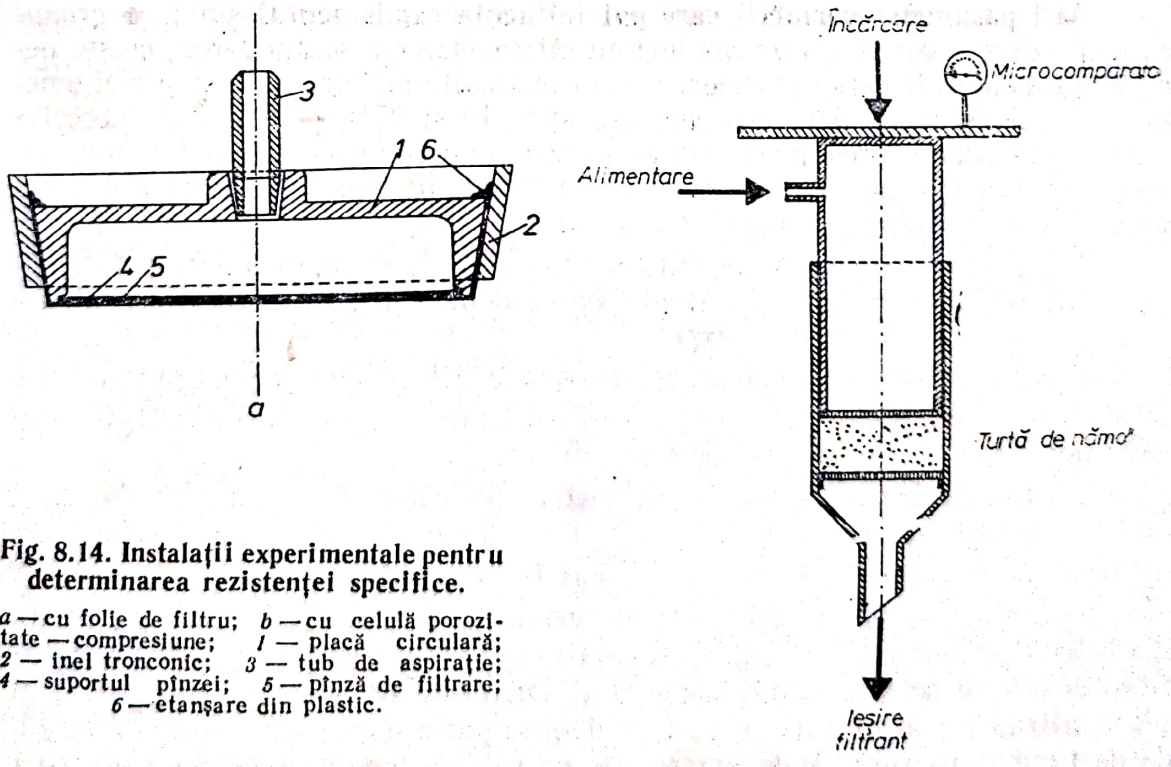



**Fig. 8.14. Instalații experimentale pentru determinarea rezistenței specifice.**

*a* — cu folie de filtru; *b* — cu celulă porozitate — compresiune; *1* — placă circulară; *2* — inel tronconic; *3* — tub de aspirație; *4* — suportul pînzei; *5* — pînză de filtrare; *6* — etanșare din plastic.

**Rezistența specifică:**

$$r_x = \frac{RG}{A_c}.$$

**Rezistența specifică medie:**

$$\frac{1}{r_m} = \frac{1}{P}\int_0^P \frac{dp_s}{r_x}.$$

Filtrarea cu vid a nămolului provenit din epurarea apelor uzate este determinată de dimensiunea golurilor în materialul filtrant și distribuirea dimensiunilor particulelor solide din nămol. Formarea turtei de filtrare se face mai întîi prin colmatarea mediului cu particule mai mari, urmată de umplerea porilor de lîngă mediul de filtrare cu particule fine [27]. Un efect al elutrierii este tocmai îndepărtarea particulelor mici care umplu orificiile porilor. Condiționarea chimică schimbă dimensiunea particulelor de nămol și reduce un număr mare de particule mici prin aglomerarea particulelor fine, reduc rezistența și limpezesc filtratul. Încălzirea conduce la solubilizarea multor particule fine.

Există **două modalități în mărirea vitezei de filtrare:** ● *folosirea unui mediu de filtrare grosier și permiterea unor suspensii fine de a trece prin mediu la începutul ciclului*; ● *condiționarea chimică.*

Cînd se folosește condiționarea chimică a nămolului, se utilizează și materiale de filtrare grosiere, pentru a combina efectele.

Alți **parametri variabili care pot influența randamentul** sînt: ● *gradul de scufundare*; ● *viteza tamburului*; cu cît se mărește scufundarea, crește perioada din ciclul în care se formează turta ce rezultă mai groasă, dar și mai umedă. Gradul de scufundare este cuprins între 15 și 25% pentru a nu necesita timpuri de uscare prea mari. De asemenea, reducîndu-se viteza tamburului, crește durata în care se efectuează un ciclu complet și se realizează o turtă uscată, însă productivitatea filtrului scade.

Agitarea continuă a nămolului în timpul și după condiționare și în bazinul filtrului au importanță în împiedicarea depunerii suspensiilor și pentru a se asigura o viscozitate constantă.

Randamentul de reținerea suspensiilor la filtrele cu vid poate varia între 85 și 95%, în funcție de tipul de material filtrant — (pînză), concentrația suspensiilor din nămol și modul de condiționare.

8.2.1.3. **Sisteme de evacuare a turtei.** *Sistemul de descărcare cu cuțit raclor fixat tangențial tamburului filtrului* este forma cea mai simplă de evacuare a turtei, care este îndepărtată continuu (v. fig. 8.8.).

*Sistemul de descărcare cu rolă de preluare*, denumită *„de contact"*, cu un diametru mic, se rotește cu viteză variabilă în sens invers față de cea a tamburului și este antrenată de același motor. Diferența de aderență între turtă și pînza filtrantă și între turtă și rolă pe de altă parte, provoacă trecerea acesteia de pe tambur pe rolă. Îndepărtarea de pe rolă se face de regulă cu un cuțit raclor. Acest sistem se utilizează în general pentru turte subțiri.

Scanned with OKEN Scanner

*Sistemul de descărcare cu trecerea pînzei peste role exterioare* este sistemul cel mai recent aplicat pentru îmbunătăţirea filtrării sub vid. Pînza filtrantă care înfăşoară tamburul filtrului este trecută peste o rolă de descărcare (fig. 8.15), apoi peste o rolă de apropiere şi se întoarce înapoi pe tambur. Trecînd peste rola de descărcare, turta se separă uşor de pînza filtrantă. Unele vacuum filtre au prevăzute între cele două role menţionate, o zonă de spălare, pe ambele părţi ale pînzei. Utilizarea acestui sistem de spălare poate păstra curată pînza filtrantă care asigură menţinerea constantă a unui randament ridicat, care măreşte considerabil productivitatea vacuum filtrelor.

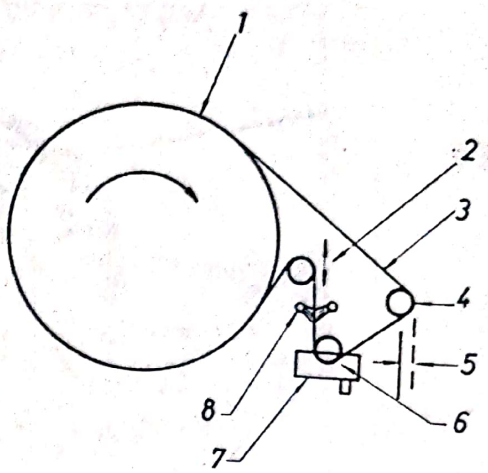



**Fig. 8.15. Schema vacuum filtrului cu rolă de trecerea pînzei:**
*1* — tambur; *2* — rolă rulantă; *3* — pînză; *4* — rolă de descărcare; *5* — zonă de descărcare; *6* — rolă de spălare; *7* — vas de spălare; *8* — jet de spălare.

Vacuum filtrele produse iniţial în ţara noastră pentru a fi utilizate la deshidratarea unor şlamuri şi reziduuri provenite din industria minieră (fig. 8.16), au fost modificate şi adaptate pentru deshidratarea nămolurilor provenite din epurarea apelor uzate [153]. Astfel, au fost realizate adaptările în ceea ce priveşte modul de descărcare al turtei, prin sisteme de evacuare cu mecanisme cu rolă de preluare (fig. 8.17) şi siteme de evacuare cu trecerea pînzei peste rolele exterioare (fig. 8.18). La ambele tipuri s-au obţinut productivităţi între 15—60 kg su/m² · h, cu 75—79% umiditate a turtelor. De asemenea, au fost stabilite pînzele de filtrare din producţia internă care corespund caracteristicilor necesare adaptării vacuum filtrelor.

**Utilizarea vacuum filtrelor la tratarea nămolurilor rezultate din epurarea apelor prezintă unele avantaje faţă de alte procedee:**

1) *Nămolul poate fi alimentat proporţional sau prin pompe de mică presiune şi nu apar pierderi din această cauză.*

2) *Echipamentul vacuum filtrelor nu este supus la presiuni mari.*

3) *Turta de filtrare se descarcă în mediul deschis, poate fi prelevată rapid şi eventual automatizată.*

4) *Vacuum filtrul poate fi utilizat cu pierderi mici de sarcină.*

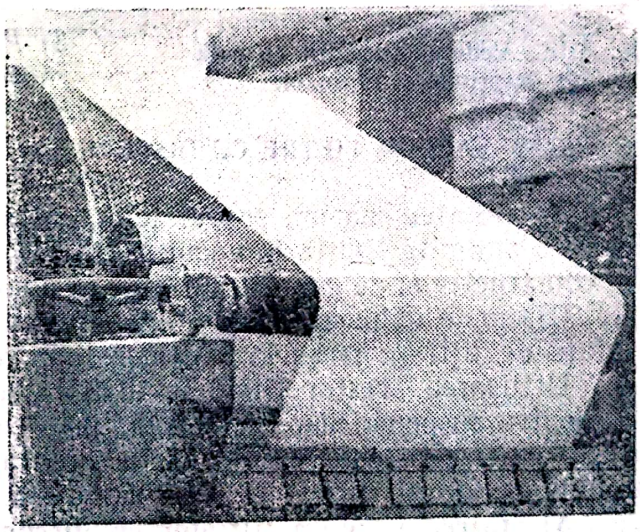


**Fig. 8.16. Vacuum filtru tip I.M.M.U.M. Baia Mare de 5 şi 10 m² echipat cu rolă de trecere exterioară de desprindere.**

Scanned with OKEN Scanner

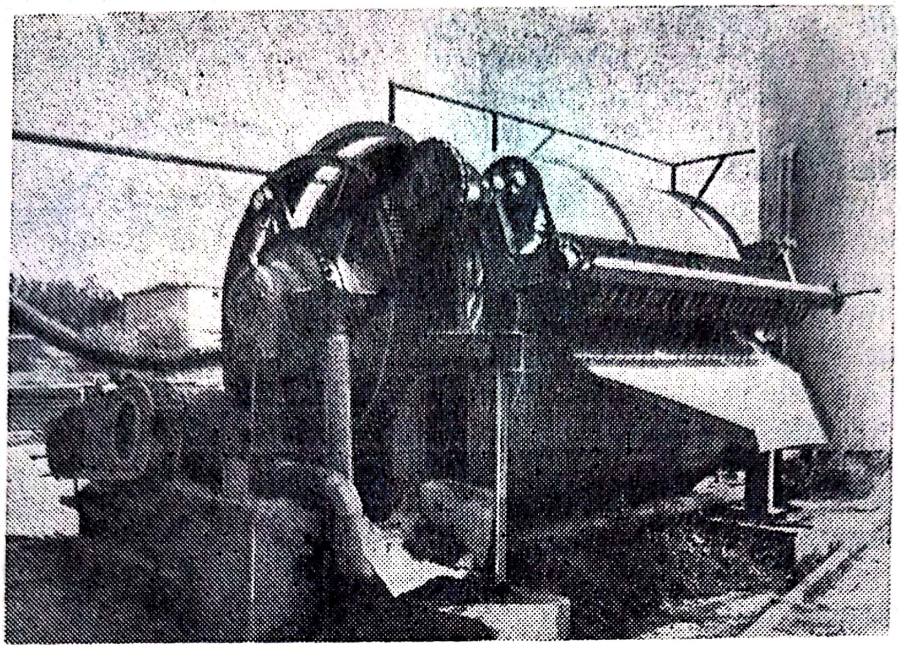


Fig. 8.17. **Vedere a filtrului cu rolă de preluare.**

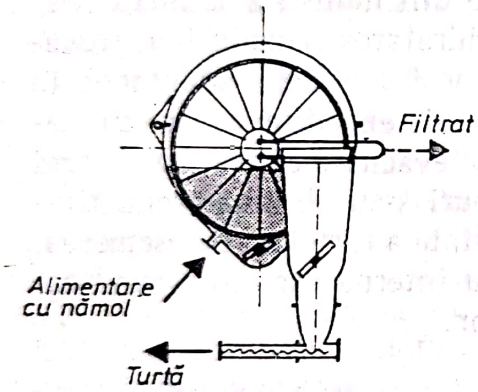



Fig. 8.18. **Vederea filtrului cu rolă de desprindere a pînzei.**

5) *Poate să lucreze cu turtă subțire sau groasă.*
6) *Unele tipuri nu necesită aer comprimat pentru descărcare.*

**Vacuum filtrele prezintă de asemenea și unele inconveniente:**

1) *Presiunea diferențială pentru filtrare este limitată la cea atmosferică.*
2) *Produșii volatili din nămol tind să se evapore ușor.*
3) *Puterea totală necesară este mai ridicată comparativ cu filtrele presă.*

### 8.2.2. VACUUM FILTRE CU DISCURI

Necesitatea măririi suprafețelor unităților de filtrare, ceea ce nu poate depăși o anumită limită la vacuum filtrele cu tambur, din considerente de ordin constructiv și de gabarit au făcut să apară filtrele cu discuri.

Discurile dispuse în serie de-a lungul unei axe orizontale asigură o suprafață de filtrare mare la o dimensiune redusă de gabarit.

Utilizarea acestor filtre în diferite sectoare industriale de aproape 40 ani pentru suspensii care formează turte care filtrează bine și la grosimi de cîțiva centimetri, este explicată de avantajele ce le prezintă față de filtrele cu tambur, prețul fiind cu 40% mai redus la aceeași suprafață de filtrare.

**Alcătuirea vacuum filtrelor cu discuri.** Diametrul discurilor poate varia între 2,00 și 5,00 m de obicei, iar ca număr se poate ajunge pînă la 15 discuri pe același ax. Discurile sînt imersate într-o cuvă comună ai cărui pe-

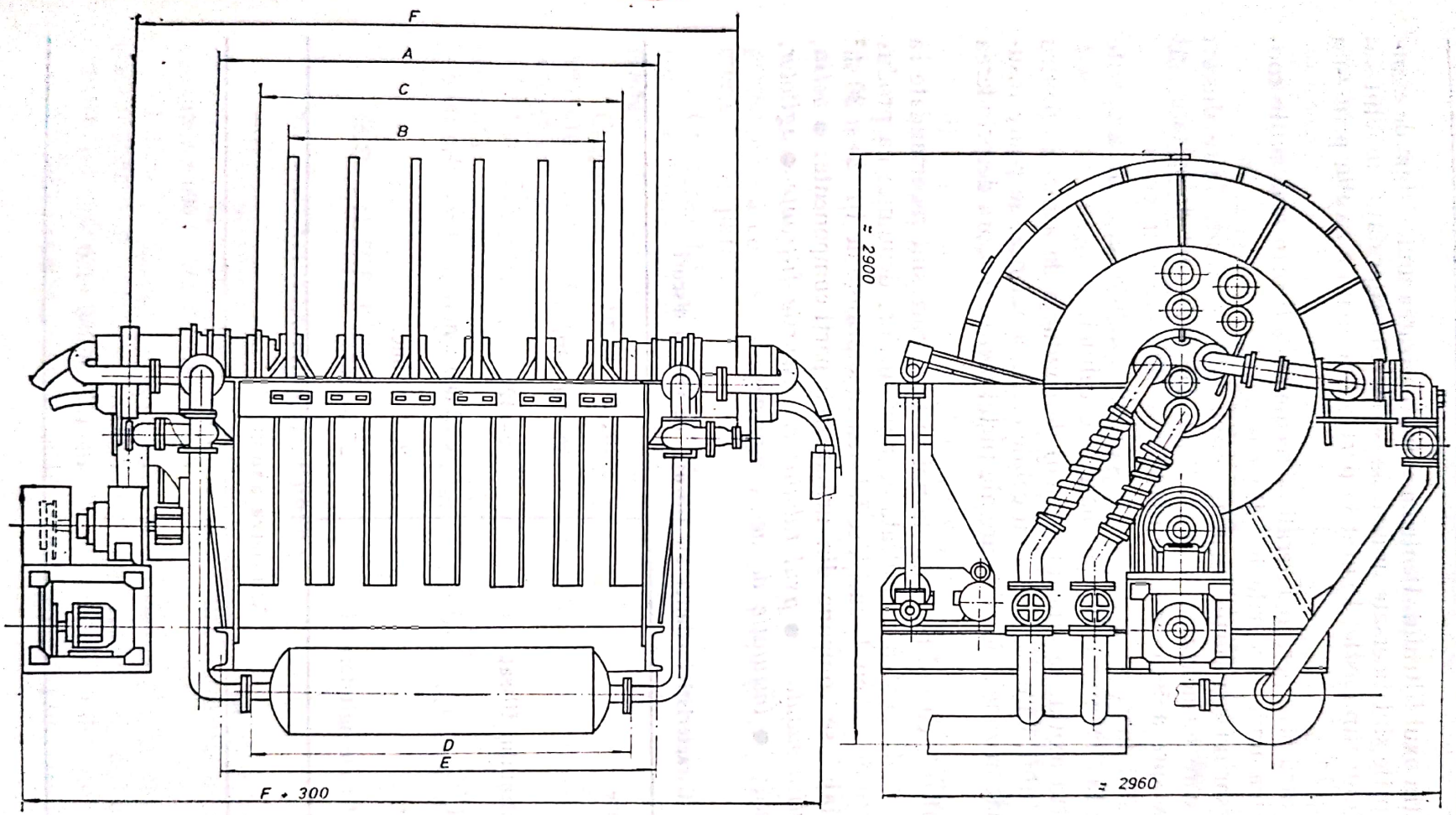



Fig. 8.19. **Filtru de vid cu discuri.**

| Mărimea filtrului simbol | Suprafața filtrului [m] | Numărul de discuri | Dimensiuni [mm] | | | | | |
|---|---|---|---|---|---|---|---|---|
| | | | A | B | C | D | E | F |
| FVD10 | 10 | 2 | 1 420 | 420 | 700 | 1 400 | 1 140 | 2 660 |
| FVD20 | 20 | 4 | 2 260 | 1 260 | 1 540 | 2 200 | 1 980 | 3 500 |



Scanned with OKEN Scanner

reţi laterali susţin axul filtrului. Pentru a evita realizarea unui sistem de etanşare la ax, discurile sînt imersate numai 35—40% din suprafaţă, nivelul superior al nămolului fiind astfel limitat la partea inferioară a axului printr-un sistem de preaplin.

Nămolul intră prin pereţii laterali — recomandabil prin mai multe conducte — pe partea unde discurile ies din cuvă.

Pentru desprinderea turtei formate, cuva este prevăzută între discuri cu niște cuţite care formează un plan înclinat. Dispozitivele de agitare sînt prevăzute pe ax spre a împiedica sedimentarea nămolului în cuvă.

Discurile sînt formate din 10—16 segmente, celule care sînt acoperite cu pînza filtrantă, strînsă etanş pe marginile celulei.

În interiorul axului se află un fascicul de conducte de aspiraţie pentru evacuarea filtratului, care comunică cu celulele. De asemenea, se poate insufla aer comprimat în zonele de evacuare ale turtei pentru a uşura desprinderea acesteia.

Vacuum filtrele cu vid realizate la noi în ţară, care sînt recomandate la epurarea apelor uzate pentru deshidratarea nămolurilor, denumite ca produs de catalog „Filtru de vid cu discuri", se fabrică cu suprafeţe de 10; 20 şi 30 m² (fig. 8.19). **Utilajul se compune din următoarele părţi componente:** ● *batiu, construcţie metalică sudată*; ● *axul tubular cu discurile filtrante* ● *agitator, construcţie sudată*; ● *instalaţie de aer comprimat.*

**Caracteristici tehnice ale filtrului de vid cu discuri**

| | |
|---|---|
| Suprafaţa de filtrare | 10; 20; 30 m² |
| Productivitatea | 30—90 m³/h |
| Umiditatea concentratului filtrat | 6—12% |
| Diametrul discului | ⌀ 2 000 mm |
| Numărul discurilor | 2, 4, 6 buc. |
| Numărul de oscilaţii ale agitatorului | 27 osc/min |

**Acţionarea axului**

| | |
|---|---|
| Motorul electric | ASI 112-M; 2,2 kW; 1 000 rot/min |
| Reductorul | 3 H 1-00-01/485-125-1 |
| Varior de viteză | tip ICTCM 286 : 150 |

Scanned with OKEN Scanner

Acționarea agitatorului

| | |
|---|---|
| Motorul electric | ASI 112-M; 2,2 kW; 1 000 rot/min |
| Reductorul | 2 H 1-00-01/285—35,5 |
| Cuplajul hidraulic | CH 330 |
| Dimensiunile de gabarit (figurile 8.18 și 8.19) | (F+300)×2 960×2 900 mm |
| Greutatea | 4 600; 6 100; 7 400 (kgf) |

**La creșterea capacității specifice a filtrelor cu discuri se întîmpină următoarele dificultăți:**

1) *Consumul mare de energie pentru menținerea vidului.*
2) *Eliminarea incompletă a turtei sau tendința de formare de aglomerări sau colmatări în zona de ieșire.*
3) *Uzura rapidă a pînzei de către raclor și aer comprimat.*
4) *Formarea unei turte neuniforme pe diferite discuri.*

În vederea înlăturării acestor deficiențe au fost studiate posibilitățile de îmbunătățire a productivității prin acționarea asupra principalilor factori determinanți.

Deoarece creșterea capacității prin mărirea gradului de vacuumare este proporțională cu $\Delta P$ se constată că de la un vid de 0,5 at productivitatea crește foarte puțin.

Creșterea debitului prin creșterea duratei de aspirație este proporțională tot cu rădăcina pătrată a timpului de aspirație și se poate realiza prin mărirea gradului de imersare sau creșterea numărului de celule.

Creșterea vitezei de rotație a discului conduce la creșterea sensibilă a debitului, însă grosimea turtei se micșorează și apar dificultăți la desprindere și evacuare.

Prin optimizarea parametrilor de funcționare, acționînd la limita de eficiență pentru fiecare se pot obține productivități de debite de 5,00 —8,00 $m^3/h \cdot m^2$ cu o putere instalată de 0,10 — 0,15 $kW/m^2$.

## 8.3. FILTRE PRESĂ

### 8.3.1. ALCĂTUIREA FILTRELOR PRESĂ

Filtrul-presă cu plăci este primul dispozitiv de deshidratare folosit în industrie și la stațiile de epurarea apelor uzate pentru nămolurile greu de deshidratat.

Filtrul-presă constă din plăci verticale care sînt fixate într-o ramă (cadru) și care sînt presate împreună într-un capăt fix și unul mobil (fig. 8.20), construcția cadrului dispozitivului de strîngere fiind din oțel sudat sau fontă.

Pe fața fiecărei plăci în parte se montează o pînză de filtru (fig. 8.21).

Scanned with OKEN Scanner

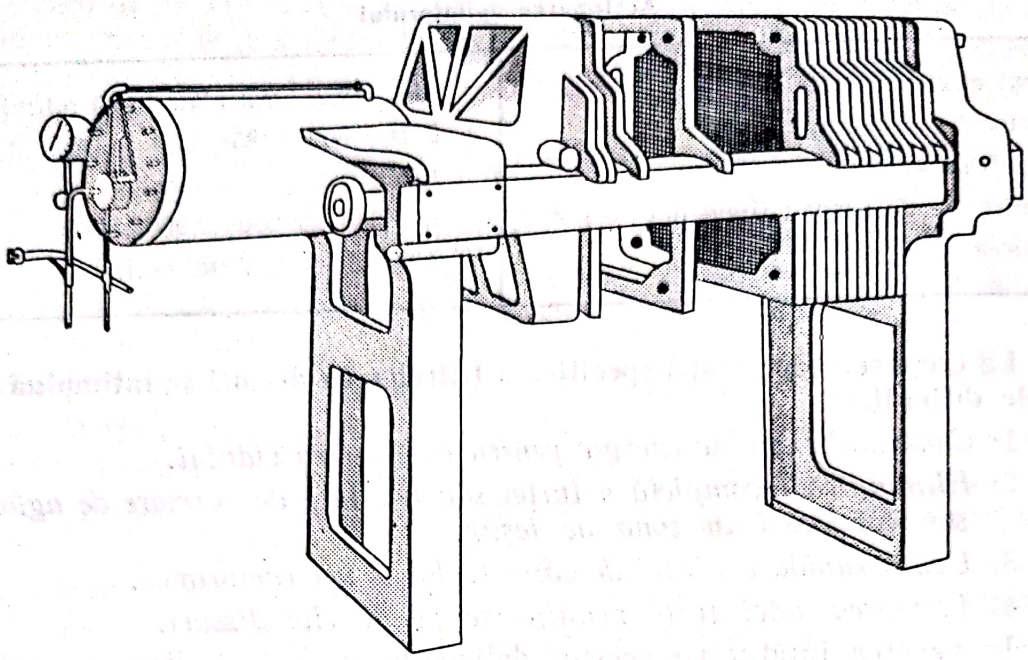
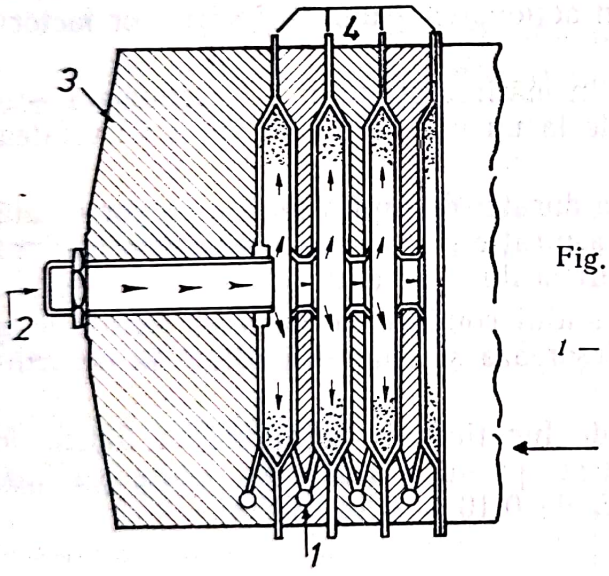
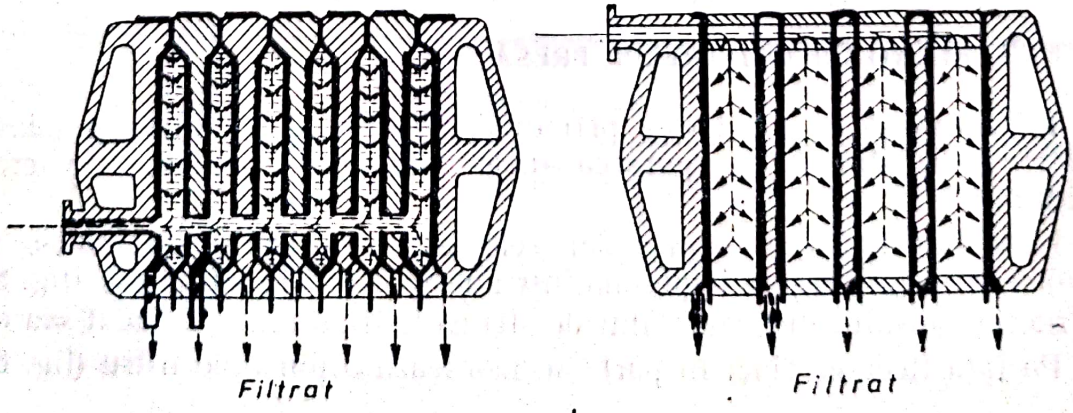


Fig. 8.20. **Filtru presă.**




a




b

Fig. 8.21. **Secțiune de detaliu prin elementele unui filtru presă:**

*a*, *b* — secțiuni;

*1* — orificiu de drenaj pentru filtrat; *2* — alimentare nămol; *3* — capăt fix; *4* — pînză filtrantă.

Scanned with OKEN Scanner

Nămolul alimentează presa și trece prin orificiile de alimentare în canalele aflate pe lungimea presei. Apa trece prin pînza filtrantă, iar solidele sînt reținute și formează o turtă pe suprafața pînzei. Alimentarea cu nămol este oprită atunci cînd cavitățile dintre plăci sînt complet umplute. Orificiile de drenaj se află la fundul fiecărei camere sub presiune, iar filtratul care se acumulează este transportat spre capătul presei și evacuat printr-o conductă de drenaj.

La începutul unui ciclu de prelucrare, debitul de drenaj de la o presă de capacitate mai mare poate fi de ordinul a 750—1 000 l/h. Acest debit scade rapid la aproximativ 200 l/h cînd începe formarea turtei și cînd turta umple complet camera debitul ajunge practic egal cu zero.

În acest moment faza de deshidratare este terminată și este oprită alimentarea cu nămol; contrapresiunea care poate să apară în conducte este redusă printr-o supapă de derivație. Mecanismul electric de deschidere este apoi pus în funcțiune pentru deschiderea presei. Plăcile sînt deplasate, pe rînd, peste locul gol dintre plăci și capătul mobil. Aceasta permite căderea turtelor de filtrare. Deplasarea plăcii poate fi realizată manual sau automat. Cînd toate plăcile au fost deplasate și turtele eliminate, grupul complet de plăci este apoi împins de către capătul mobil și închis de către mecanismul electric. Vana de alimentare spre filtrul-presă este apoi deschisă, și începe următorul ciclu de deshidratare. Filtrele-presă sînt de obicei instalate la o cotă suficient de ridicată deasupra nivelului pardoselei sau a terenului astfel încît turtele să poată cădea direct pe instalațiile transportoare sau în alte remorci sau vagonete aflate sub presă. Eliminarea turtei uscate poate fi arătată prin introducerea aerului comprimat sub pînza de filtru, pe ambele laturi ale plăcii. Aceasta face ca pînza să se curbeze și să disloce turta, deci printr-o astfel de metodă se înlătură cea mai mare parte din turtă. Observațiile făcute în timpul funcționării preselor arată că adeseori este necesară și o intervenție manuală pentru înlăturarea întregii turte.

Presiunile care se aplică unui nămol pentru eliminarea apelor cu ajutorul filtrelor presă sînt cuprinse între 5 și 20 at.

Motivele pentru care în trecut această metodă nu s-a aplicat pe scară largă în domeniul epurării apelor uzate orășenești se datoresc în principal pînzelor de filtrare, capacității și debitului redus. La început singurul material filtrant disponibil a fost un tip de pînză din țesătură de bumbac, care se acoperă foarte repede în cazul nămolurilor vîscoase și trebuie spălată frecvent. Această operație care se efectuează manual a condus la creșterea prețului de cost. Dimensiunea maximă a plăcilor de filtru a fost de 36×36 cm necesitînd astfel un filtru de lungime mare pentru capacități importante. În majoritatea cazurilor au fost necesare mai multe instalații pentru asigurarea unei capacități suficiente pentru prelucrarea cantităților de nămol produse într-o stație de epurare a apelor uzate.

Deschiderea și închiderea, precum și evacuarea turtei de filtrare acumulate au fost efectuate multă vreme manual necesitînd astfel pentru aceste operații cel puțin două persoane la un filtru presă, ceea ce a făcut neeconomică utilizarea acestui filtru. În ultimele două decenii însă producătorii de filtre

Scanned with OKEN Scanner

presă au reconsiderat proiectele acestor utilaje în vederea eliminării neajunsurilor semnalate. Închiderea și deschiderea filtrelor presă se realizează în prezent cu ajutorul preselor hidraulice și sistemelor de pompare. Dispozitivele de cuplare și decuplare a plăcii pot mișca mecanizat o placă de filtru la fiecare 3—4 s, înlocuind cuplarea și decuplarea manuală a plăcii, au făcut posibilă supravegherea mai multor unități de către un singur operator. Alcătuirea plăcii de filtrare a fost de asemenea îmbunătățită executîndu-se în mai multe variante.

Scurgerile în timpul funcționării și materialul filtrant din pînză de bumbac relativ groasă, care se dubla cu o garnitură de etanșare, erau dezavantaje ale filtrului presă. Plăcile de filtrare în prezent sînt prevăzute cu garnituri corespunzătoare de etanșare așezate în caneluri prelucrate și care permit o funcționare etanșă.

Folosirea pe scară tot mai largă a filtrelor presă se datorește și introducerii unor materiale filtrante monofilament corespunzătoare.

Aceste materiale spre deosebire de pînza de filtrare multifilament nu se blochează ușor în timpul funcționării. Pînza multifilament este țesută dintr-un fir textil și sporește puțin diametrul în decursul funcționării deoarece solide ultrafine pătrund prin ochiurile ei. Reducerea mărimii ochiurilor pînzei determină și reducerea debitului de filtrat care trece prin medii. Nici o metodă de spălare a pînzei multifilament nu este capabilă să redobîndească calitatea și porozitatea inițială a acesteia.

Folosirea mediilor monofilament a eliminat practic acest inconvenient și a sporit mult durata de exploatare a pînzei de filtru.

Unele sisteme folosesc cu eficiență un strat din material filtrant ca prestrat care permite depunerea unui material poros pe materialul filtrant înainte de începerea fazei de deshidratare. Acest prestrat împiedică o colmatare prematură.

**Pentru deshidratarea nămolului s-au folosit cu succes ca materiale pentru prestratul filtrant:** ● *cenușa de la crematoriile de gunoaie*; ● *cenușa zburătoare de la o centrală electrică care folosește combustibil mineral*; ● *praful de la cuptoarele de ciment*; ● *praful de la tăbăcării*.

Totuși este necesară spălarea periodică și a mediilor filtrante monofilament. Această operație a devenit ușoară și eficientă, datorită introducerii dispozitivelor de spălare a plăcii.

Filtrele presă utilizate în trecut au avut dimensiuni relativ mici ale plăcii (20,00 m²). Mărimea unei plăci de filtru era limitată deoarece placa trebuia să fie deplasată manual pentru evacuarea turtei. Odată cu apariția dispozitivului complet mecanizat de deplasare a plăcii se poate utiliza o placă mult mai mare; astfel poate fi sporită și capacitatea de filtrare. Aceasta face economică aplicarea filtrelor presă și la sistemele mari de deshidratare a nămolului. Filtrele presă cu o suprafață totală de filtrare efectivă de 2 300 m² au fost în trecut considerate mari, în prezent se întîlnesc frecvent filtre cu o suprafață efectivă de filtrare de 4 200 m².

Pînă nu demult filtrele presă, cu cîteva excepții funcționau la o presiune diferențială maximă de 70 kgf/cm². Studiile ample efectuate au arătat că

presiunile diferențiale de pînă la 16 kgf/cm² au produs o concentrație de solide în turta de filtrare mult peste 50%.

În general, înainte de deshidratarea prin filtre presă nămolul este condiționat prin adăugare de coagulanți și adjuvanți care îmbunătățesc considerabil filtrabilitatea anumitor categorii de nămoluri, reducînd prin aceasta suprafața necesară. De asemenea este indicată prevederea și a unui mărunțitor sau un deconcentrator pentru turta deshidratată atunci cînd aceasta urmează a fi prelucrată în continuare printr-un alt proces, cum ar fi incinerarea.

Dintre îmbunătățirile aduse în ultima perioadă se menționează realizarea filtrelor presă cu membrane care sînt asemănătoare cu cele clasice avînd în plus echipată camera de filtrare cu o membrană gonflabilă de ambele părți, care poate comprima turta (fig. 8.22). Ca faze de lucru se adaugă după umplerea filtrului, o comprimare preliminară.

Spălarea turtei, comprimarea finală pentru îndepărtarea lichidului este urmată de insuflare cu aer comprimat. Avantajele acestui tip de filtru presă constau dintr-o umiditate mai scăzută și o productivitate mai mare, precum și din utilizarea unor pompe centrifuge de joasă presiune (pînă la 10 at) față de celelalte tipuri care necesită presiuni mai mari.

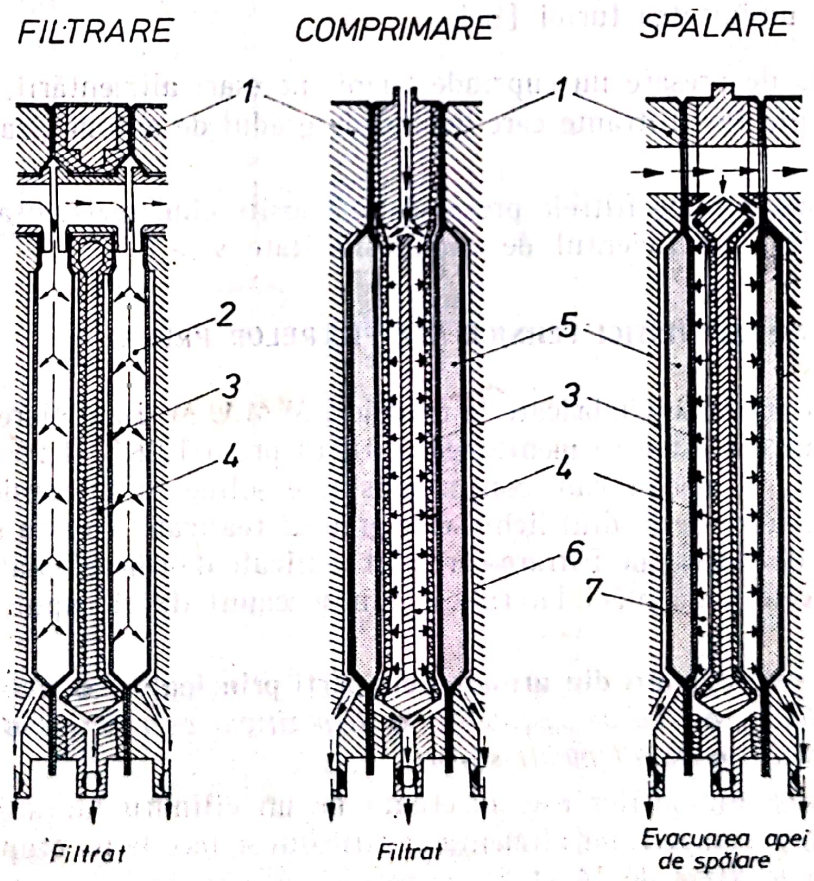



Fig. 8.22. **Filtre presă cu membrană:**
*1* — placă; *2* — cameră de filtrare; *3* — pînză filtrantă; *4* — membrană; *5* — turtă; *6* — cameră pneumatică; *7* — apă de spălare.

### 8.3.2. DIMENSIONAREA FILTRELOR PRESĂ

Parametrul esențial de dimensionare a filtrelor presă este **durata de filtrare** $t_p$:

$$t = \frac{1{,}42 - Rd^2w\,(100 - c_f)\,(C_i - C_f)}{10^4\,P(100 - C_i)};$$

$t_p$ = durata de presare [h];
$c_f$ = coeficientul de viscozitate dinamică [centipoise];
$R$ = rezistența specifică convențională de filtrare:

$$R = r \cdot 10^{-10}\ [\text{cm/gf}];$$

$d$ = distanța dintre pereții filtranți ai camerei [cm];
$w$ = greutatea specifică a nămolului [gf/cm³];
$P$ = presiunea aplicată [at];
$C_i$ = umiditatea inițială a nămolului [%];
$C_f$ = umiditatea turtei [%].

Durata de presare nu cuprinde timpii necesari alimentării, descărcării și curățirii plăcilor filtrante care depind de gradul de automatizare al instalației.

Se recomandă ca filtrele presă să fie folosite cînd rezistența la filtrare $r < 50 \cdot 10^{10}$ și coeficientul de compresibilitate $s > 1$.

### 8.3.3. CARACTERISTICI TEHNICE ALE FILTRELOR PRESĂ

Filtrele presă sînt fabricate la uzinele I.M.M.U.M. Baia Mare în diferite variante, dintre acestea se menționează filtrul presă 1,28 × 1,28 m care servește la epurarea apelor care conțin substanțe solide în suspensie coloidală și a căror separare de mediul lichid este greu de realizat. Aceasta se compune dintr-o sută de camere de filtrare care sînt realizate de cele 99 platouri de filtrare și de cele două plăci laterale denumite capul fix și capul mobil (fig. 8.23).

**Filtrul este alcătuit din următoarele părți principale:** ● *cadrul de susținere*; ● *platoul*; ● *rola de susținere*; ● *dispozitivul de rulare*; ● *capul fix*; ● *capul mobil*; ● *capul mobil suport*.

Strîngerea platourilor este efectuată de un cilindru hidraulic central, montat pe un postament, iar alimentarea filtrului se face la un grup de pompe, cu presiunea maximă de 14 at.

Desfacerea platourilor este realizată de un dispozitiv care are la bază un ambreiaj pneumatic cu fricțiune.

Scanned with OKEN Scanner

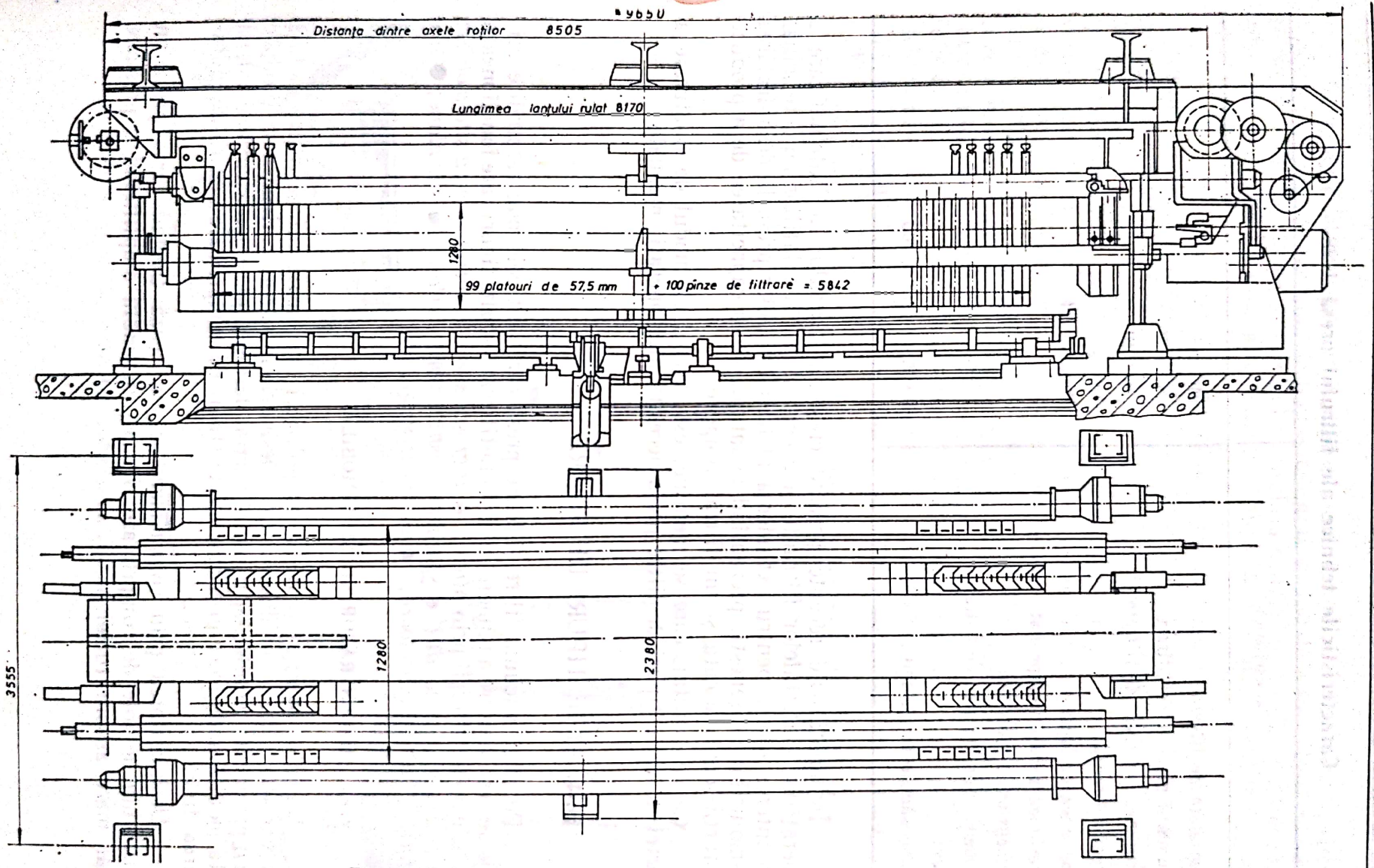



Fig. 8.23. Dimensiunile principale ale filtrului presă 1,28×1,28 m.

**Caracteristicile tehnice ale filtrului presă 1,28 × 1,28 m**

| Caracteristica | Valoarea |
|---|---|
| Suprafaţa de filtrare | 140 m² |
| Numărul plăcilor de filtrare | 99 buc. |
| Grosimea camerei de filtrare | 30 mm |
| Pînză filtrantă | Nylon |
| Presiunea de lucru | Max. 14 at |
| Presiunea aerului comprimat | 7 at |
| Dimensiunile platoului | 1 280×1 280 mm |
| Dimensiunile camerei de filtrare | 1 190×1 140 mm |
| Masa | 45 t |
| Dimensiunile de gabarit | 9 650×3 555×5 200 |

Îmbunătăţirile recente privind creşterea gradului de automatizare a operaţiilor materialelor filtrante şi a capacităţii instalaţiilor au determinat un interes sporit pentru extinderea utilizării filtrelor presă la deshidratarea nămolurilor orăşeneşti, prezentînd avantajul că au capacitatea de a produce o turtă foarte uscată şi un filtrat limpede.

Ca dezavantaj, care se menţine, este faptul că modul de înlăturare a turtei la unele tipuri de filtre presă necesită încă operaţii manuale.

## 8.4. ALTE TIPURI DE FILTRE

Pe lîngă vacuum filtre şi filtre presă care sînt cele mai răspîndite utilaje de deshidratare a nămolului se mai utilizează şi **alte tipuri care funcţionează pe principiul filtrării prin pînze**: ● *îngroşetoare (concentratoare) cu sită mobilă*; ● *filtre presă cu bandă*; ● *sisteme de deshidratare capilară*; ● *site plane*; ● *site rotative*; ● *site vibratoare*; ● *site centrifuge*.

### 8.4.1. CONCENTRATOR CU SITĂ MOBILĂ

Nămolul îngroşat şi tratat cu polimeri este distribuit pe o sită mobilă cu variaţia vitezei, în două etape. Deshidratarea gravitaţională se produce pe o primă sită mobilă, iar nămolul parţial deshidratat se deplasează pe a doua sită mobilă unde trece prin mai multe stadii de comprimare pentru deshidratarea finală.

Deshidratarea prin comprimare se realizează trecînd turta printr-un ansamblu de role de comprimare, fiecare ansamblu amplificînd o presiune mai mare asupra turtei.

Scanned with OKEN Scanner

În figura 8.24 este prezentat îngroșătorul cu sită mobilă. Întrucît sistemul cu concentrator depinde de îngroșarea gravitațională a nămolurilor, cînd se prelucrează nămol activ este indispensabilă condiționarea chimică folosind adaos de polimeri. Pentru alte nămoluri nu este necesară condiționarea în faza de îngroșare.

*Prima parte a instalației de deshidratare în două etape constă dintr-o pînză de filtrare cu bandă orizontală fără sfîrșit alcătuită dintr-o țesătură din fire de poliester monofilament*. Sita primară se deplasează în jurul a două role de capăt, dintre care una servește ca roată motrice. O a treia rolă este așezată la jumătatea distanței dintre celelalte role la o cotă mai ridicată. Această rolă servește la: curbarea turtei de nămol pentru a permite drenarea apei și formarea unui nămol condiționat în prima parte a fazei. Zona unde nămolul este introdus pe prima sită, este alcătuită sub forma unui bazin. În bazin există o înălțime corespunzătoare de 2—5 cm apă, astfel încît se formează o turtă subțire, majoritatea apei trece prin sită în această zonă. Cînd sita se deplasează peste rola de curbare se produce un drenaj suplimentar. O tavă pentru drenajul lichidului sub sită, colectează apa filtrată și o evacuează într-o conductă principală de descărcare. În final nămolul concentrat trece printr-un jgheab spre a doua etapă de deshidratare.

Sita primară este spălată cînd se întoarce în zona de introducere a nămolului, astfel încît în zona de intrare a nămolului condiționat de filtru se prezintă întotdeauna o suprafață curată.

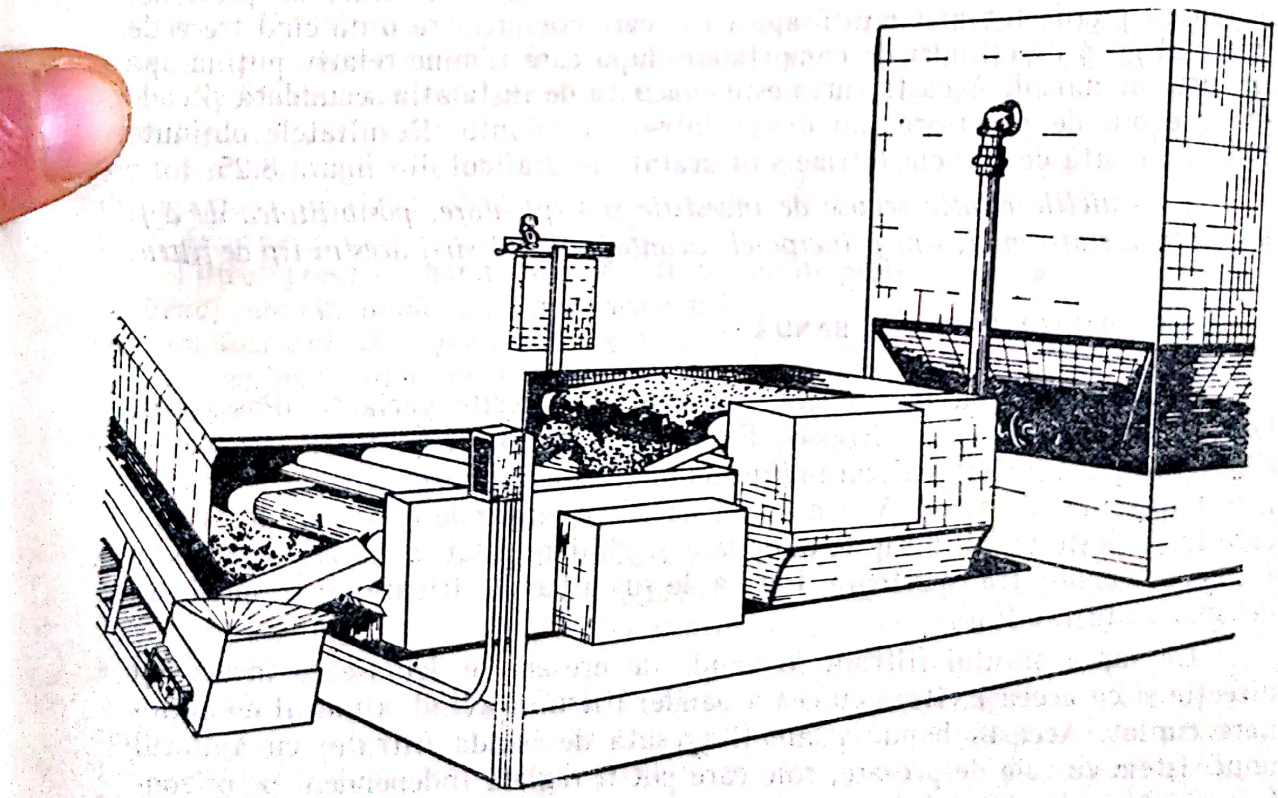


Fig. 8.24. Concentrator cu sită mobilă.

Scanned with OKEN Scanner

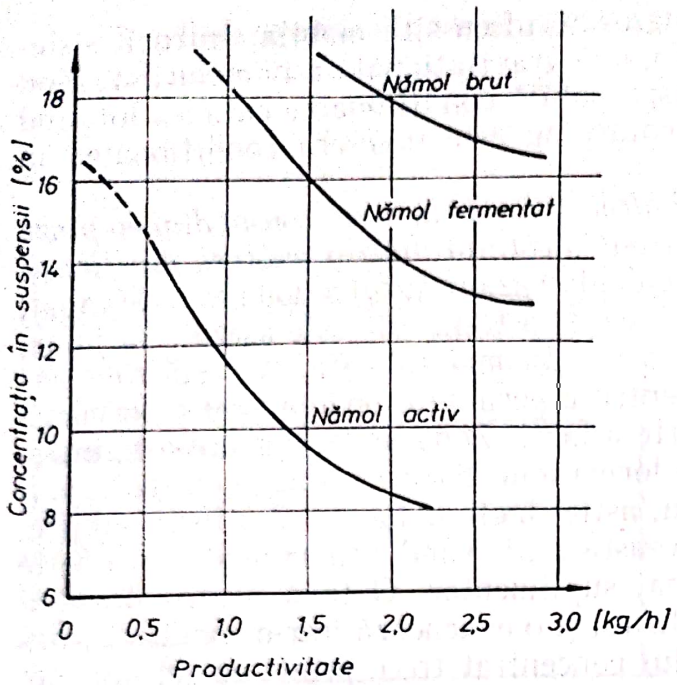



Fig. 8.25. **Productivitatea pentru diferite tipuri de nămol.**

*În etapa a doua instalația de deshidratare cuprinde o altă sită orizontală fără sfîrșit, acționată de un al doilea motor cu viteză variabilă.* Această fază de deshidratare este complet independentă de instalația primară. Pînza de filtru secundară este identică cu cea a instalației primare și se deplasează în jurul a două role și între trei ansambluri de role de capăt de comprimare. Fiecare grup de role de comprimare poate fi reglat pentru a se aplica presiunea dorită asupra nămolului care este deshidratat. Presiunea aplicată depinde de rezistența nămolului și este în general mai mare pentru nămolurile primare și mai mică pentru nămolurile biologice fermentate. De asemenea cu cît nămolul este mai uscat, cu atît este mai mare rezistența sa și din această cauză se aplică o presiune mai mare de către fiecare grup succesiv, de cilindri de presiune. Nămolul pierde tot mai multă apă cu fiecare comprimare pînă cînd trece de ultimul grup de cilindri de comprimare după care rămîne relativ puțină apă în turta de nămol. Această turtă este evacuată de instalația secundară și cade în jgheabul de deversare sau direct într-o basculantă. Rezultatele obținute folosind o sită de 100 cm lățime sînt arătate în graficul din figura 8.25.

*Cheltuielile relativ reduse de investiție și exploatare, posibilitatea de a fi utilizate la stații mici, sînt principalele avantaje ale folosirii acestui tip de filtru.*

### 8.4.2. FILTRE PRESĂ CU BANDĂ

Filtrele presă cu bandă sînt realizate în diferite variante (Passavant, Degremont, Pannevio, Eimco Extracto Carter). Un filtru cu bandă (fig. 8.26) a fost inițial realizat în Europa unde este larg răspîndit, iar în prezent a fost introdus și în S.U.A. Un astfel de filtru cuprinde o bandă fără sfîrșit care trece peste un cilindru de acționare și ghidare aflat la fiecare din capete (*b*, *c*) ca o bandă transportoare. Partea de sus a bandei filtrului este sprijinită de mai mulți cilindri.

Deasupra patului filtrant, o bandă de presare se deplasează în aceeași direcție și cu aceeași viteză cu cea a bandei filtrului avînd cilindrul de acționare cuplat. Această bandă poate fi presată de banda filtrului cu ajutorul unui sistem cu role de presare, role care pot fi reglate independent pe orizontală și verticală. Nămolul care urmează a fi deshidratat este transportat pe

Scanned with OKEN Scanner

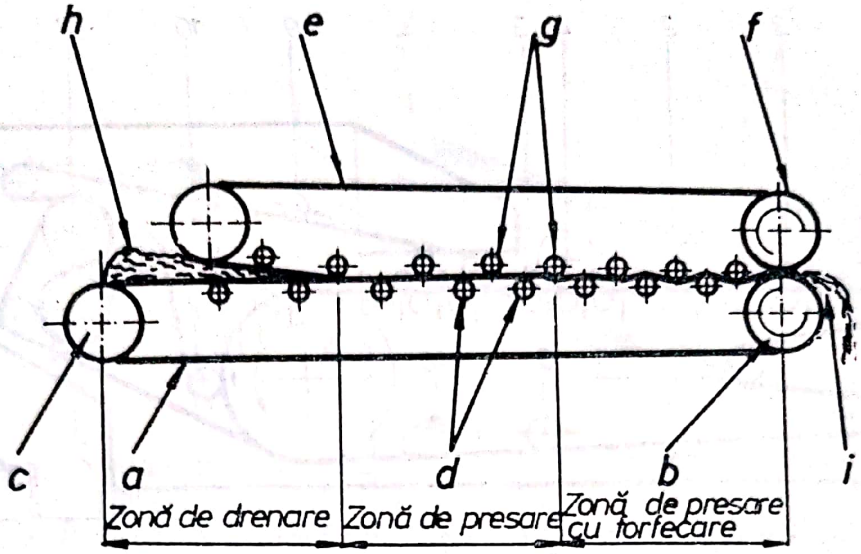



Fig. 8.26. **Schema alcătuirii unui filtru presă cu bandă:**
*a* — bandă filtrantă; *b* — rolă de antrenare și ghidare; *c* — rolă de antrenare și ghidare; *d* — role cu presiune reglabilă pe orizontală și verticală; *e* — bandă de presare; *f* — rolă de antrenare și ghidare; *g* — role cu presiune reglabilă pe orizontală și verticală; *h* — nămol de deshidratare și răzuitor; *i* — evacuare.

fața de sus a bandei filtrului și este deshidratat continuu între benzile de filtru și de presare. După ce nămolul a trecut de zona de presare, deshidratarea nu mai poate fi realizată numai prin aplicarea presiunilor statice. Suprapunerea forțelor de forfecare cu cele de presiune poate realiza în continuare deshidratarea. Roleie de sprijin a le benzii filtrului și rolele de presare sînt reglate astfel încît benzile și nămolul dintre ele descriu o curbă sub formă de S. Astfel are loc tot o deplasare paralelă a benzilor unele față de altele însă parcurgînd un drum sinusoidal. După deshidratarea în zona de forfecare nămolul este înlăturat la capătul benzii de un răzuitor.

**Filtrul presă cu bandă are deci trei zone de prelucrare:** ● *zona inițială de drenaj care este analogă cu acțiunea unui pat de uscare*; ● *zona de presare care implică aplicarea presiunii*; ● *zona de forfecare în care efortul de forfecare este aplicat turtei parțial deshidratate.* O caracteristică importantă a filtrului presă cu bandă este aceea că folosește țesătură metalică grosieră cu ochiuri mari. Aceasta face formarea rapidă a turtei, care se poate deshidrata ușor cînd se asigură o floculare corespunzătoare.

Filtrul presă cu bandă asigură productivități ridicate, însă deshidratarea nu depășește 25—30%; de aceea aceste utilaje sînt recomandate la instalațiile de mai mică importanță, asigurînd evacuarea continuă a unui nămol lopătabil, care este transportat pe terenurile agricole sau la alte tratări (uscare sau măcinare).

Un alt sistem de filtru cu bandă îmbunătățit, care realizează deshidratarea continuă a nămolului, este arătat în figura 8.27 și cuprinde tot două pînze filtrante însă mai multe role de presare, precum și sisteme de spălare și de reglare automată.

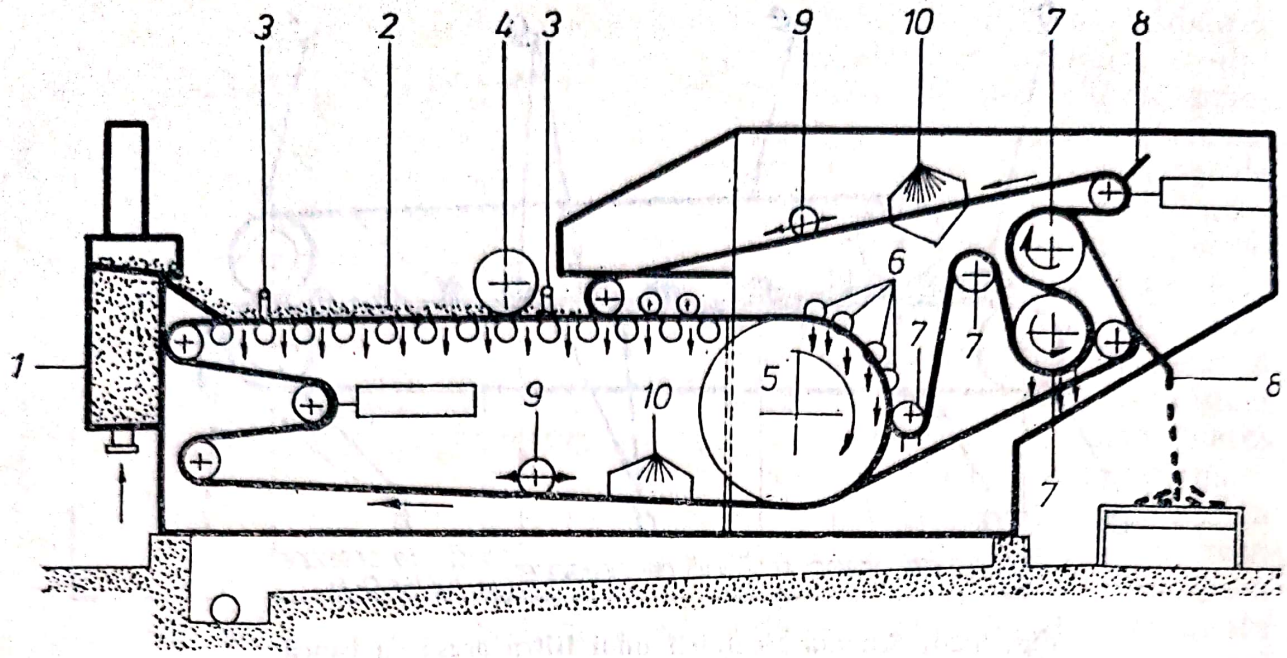



Fig. 8.27. **Filtru cu bandă cu reglare automată:**
*1* — bazin de nămol cu agitator; *2* — zonă de drenaj; *3* — pieptene; *4* — cilindru; *5* — tambur; *6* — role de presare; *7* — rulouri de întoarcere; *8* — răzuitor; *9* — dispozitiv de întindere; *10* — apă de spălare.

### 8.4.3. SISTEME DE DESHIDRATARE CAPILARĂ

Un alt tip de filtru cu bandă este cel bazat pe sucțiunea capilară. În figura 8.28 se prezintă o schemă a acestei instalații.

Nămolul dozat de o pompă cu o viteză variabilă este distribuit pe o sită (pînză) longitudinal, printr-o serie de deschideri care creează un nivel uniform. În această etapă a procesului se elimină o parte din apă și astfel

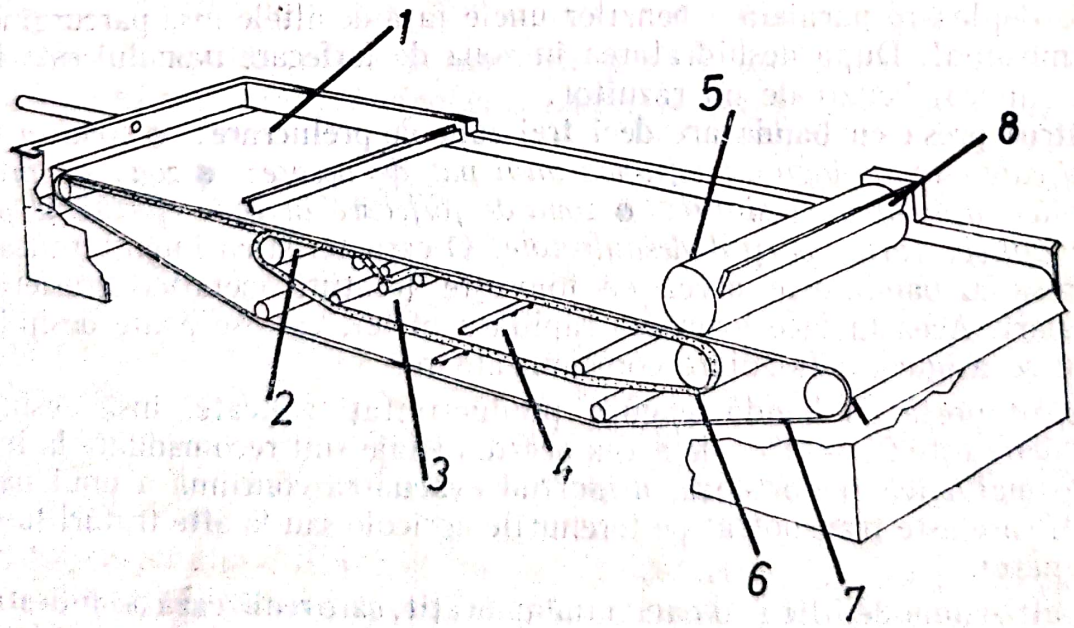



Fig. 8.28. **Schema unei instalații de deshidratare capilară:**
*1* — zonă de curgere liberă a apei; *2* — zonă de deshidratare capilară; *3* — zonă de stoarcere a benzii poroase; *4* — zonă de spălare; *5* — zonă de comprimare finală; *6* — bandă capilară; *7* — sită purtătoare; *8* — răzuitor.

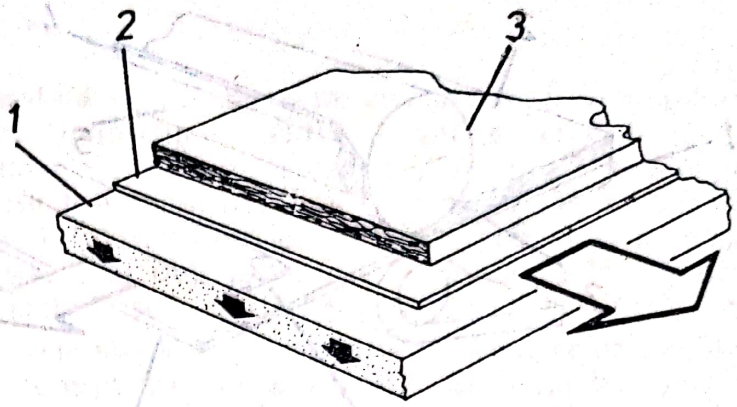



Fig. 8.29. **Zonă de deshidratare capilară:**
*1* — bandă capilară; *2* — sită purtătoare; *3* — nămol.

creşte concentraţia solidelor cu ≈ 25%. Apa scursă trece prin sită şi este acumulată într-un rezervor spre a fi evacuată. După eliminarea preliminară a apei suportul sitei vine în contact cu banda capilară. Particularitatea sistemului este această zonă de deshidratare capilară, în care forţa motrică a deshidratării provine de la acţiunea capilară a benzii capilare. Această bandă este separată de nămol de către pînza de susţinere. Zona de deshidratare capilară este arătată în figura 8.29.

De-a lungul benzii se află o serie de role care extrag lichidul din banda saturată (fig. 8.30).

Numărul şi amplasarea acestor role poate fi modificată pentru optimizarea rezultatelor în funcţie de caracteristicile nămolului. În aceste puncte banda este temporar separată de sită şi de nămol în timp ce filtratul este înlăturat din bandă. După ce s-a extras cantitatea optimă de lichid de către banda capilară, suportul de pînză şi banda capilară sînt din nou separate. Suportul şi nămolul se deplasează în continuare unde este cilindrul de comprimare realizează deshidratarea finală, iar turta este evacuată prin cădere la capătul benzii care este prevăzut şi cu un cuţit de desprindere (fig. 8.31). Sita, cît şi banda capilară de pe circuitul de întoarcere, trec printr-o zonă de spălare sub presi une.

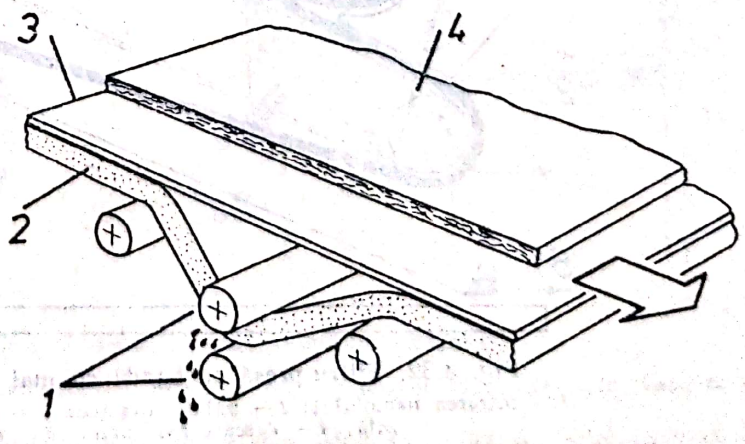



Fig. 8.30. **Zonă de deshidratare a benzii:**
*1* — role de deshidratare a benzii; *2* — bandă poroasă saturată; *3* — sită de susţinere; *4* — nămol.

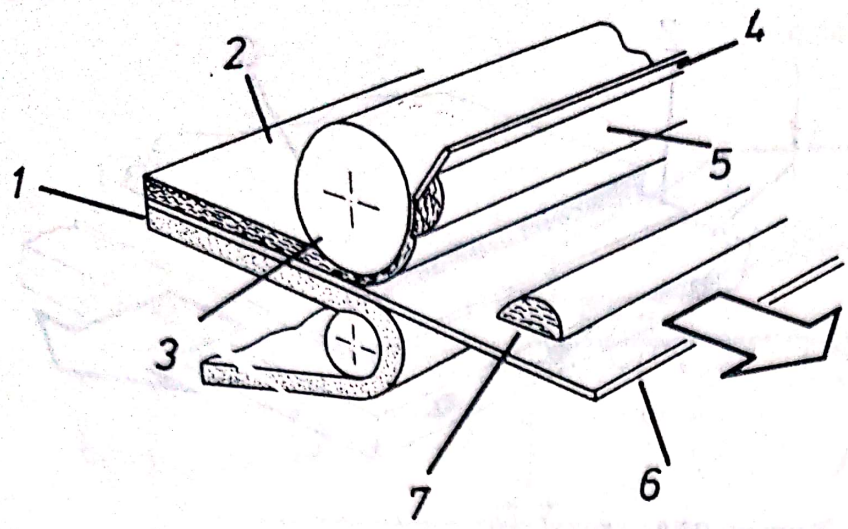



Fig. 8.31. **Zona de compresiune şi desprindere:** *1* — bandă capilară; *2* — nămol; *3* — cilindru de compresiune finală; *4* — răzuitor; *5* — turtă de nămol; *6* — sită purtătoare; *7* — sită de nămol pentru descărcare.

Acest tip de filtru a obţinut, pentru deshidratarea unui nămol activ, productivităţi de 10—20 kg material uscat/m²/h cu 15—18% solide uscate.

Dispozitivul poate lucra şi fără condiţionare cu coagulanţi însă în cazul tratării cu polielectroliţi în cantitate de 5 kg/t se poate obţine o creştere a procentului de solide uscate în turtă cu 95% la productivităţi de 10 kg material uscat/m².h. Un alt tip de filtru presă cu bandă cu mai multe valţuri este prezentat în fig.8.32.

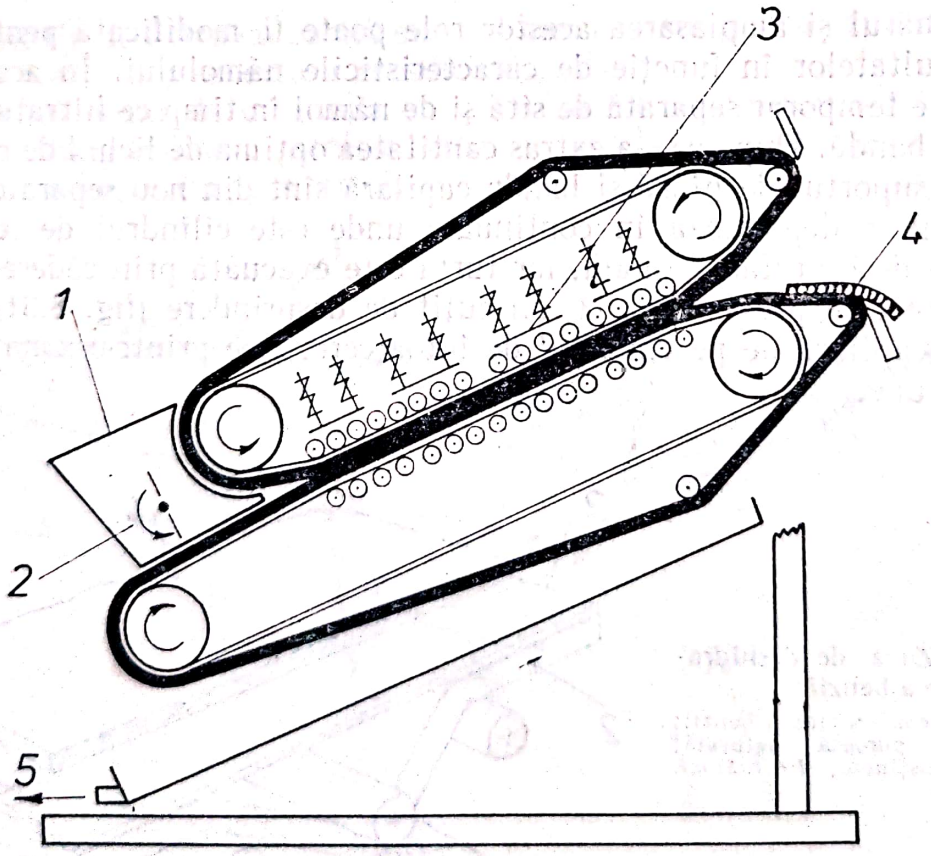



Fig. 8.32. **Filtru presă cu bandă cu mai multe valţuri:** *1* — intrarea nămolului; *2* — palete rotative; *3* — role cu presiune variabilă; *4* — descărcarea turtei; *5* — efluent.

### 8.4.4. SITE PLANE STATICE

În ultimii ani a fost instalat un număr mare de așa numite site statice sau plane, în multe unități industriale, centre populate, crescătorii de animale, pentru reținerea materialului în suspensie de la secțiile de producție sau în stațiile de epurare. Au fost realizate eficiențe ridicate de reținere în industria alimentară, textilă, celuloză și hîrtie, tăbăcării, precum și la apele uzate menajere. De asemenea, s-au obținut rezultate deosebite la tratarea reziduurilor din fermele animaliere și la unitățile de prelucrare ale păsărilor.

În multe cazuri sînt preferate aceste instalații în locul celor mobile, pentru a asigura o separare corespunzătoare a solidelor în fluxul tehnologic, prin aceasta mărind eficiența treptelor ulterioare, respectiv desnisipatoarelor și decantoarelor.

Dintre sitele statice, deși destul de recent apărute (1969), *cea mai mare răspîndire au căpătat-o hidrasitele* (hidrasieve), care în prezent sînt fabricate de diferite firme (Bauer, Weston Static), fiind formate din panouri fixe cu bare de oțel inoxidabil, de profil special (fig. 8.33).

*Concepția sitei, bazată pe efectul Coandă, pentru separarea lichidului de părțile solide*, asigură o funcționare continuă fără piese de mișcare, cu o

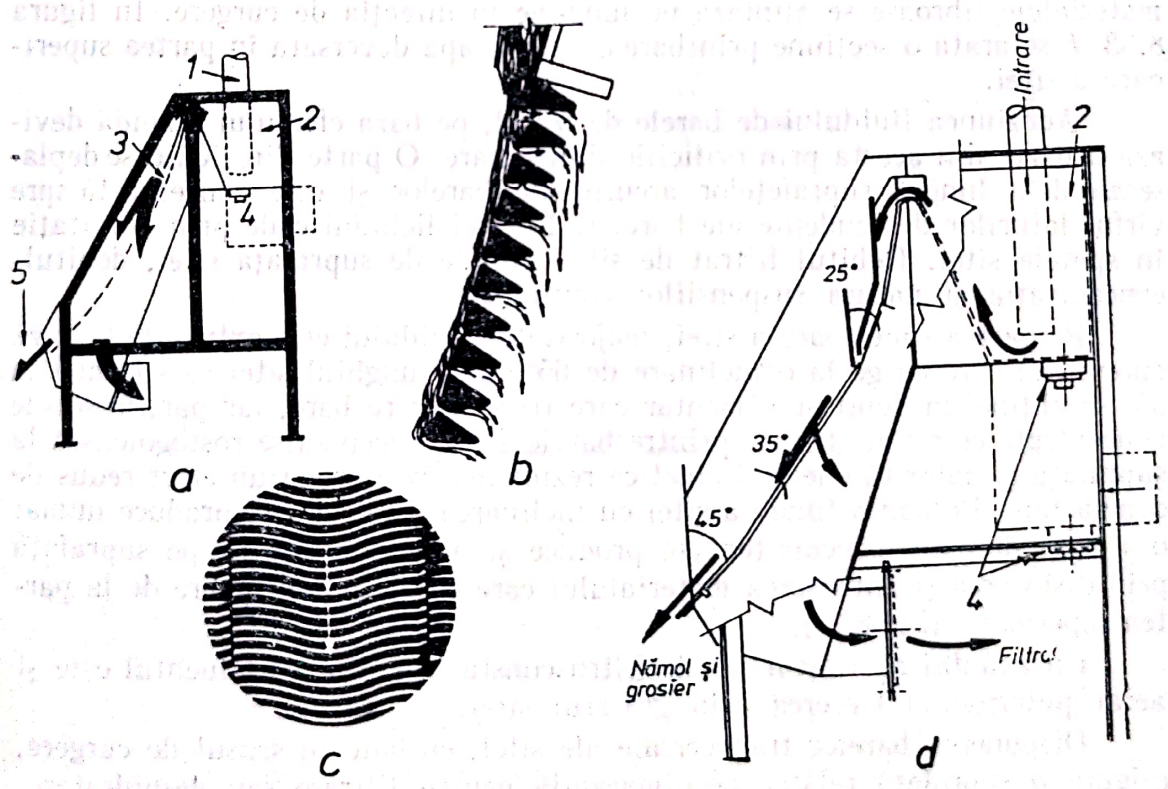



Fig. 8.33. **Schema și detaliile unei hidrosite (Bauer):**

*a, d* — secțiuni prin sită; *b* — mișcarea lichidului printre bare; *c* — detaliu cu vedere prin bare cu vedere frontală;
*1* — alimentare; *2* — camere de distribuție; *3* — sită din oțel inoxidabil; *4* — golire; *5* — solide separate.

capacitate cuprinsă între 50,00—150,00/m²/h · m de lățime a sitei, în funcție de natura apelor uzate, eliminînd 30—35% materiale solide în suspensie.

În general, acest utilaj de reținere a suspensiilor are o eficiență deosebită la separarea părților grosiere din apele uzate, precum și la deshidratarea nămolurilor care conțin grăsimi, material fibros în suspensie.

*Modul de funcționare al hidrasitei* este următorul: apele uzate sau nămolul care urmează a fi separat sau îngroșat sînt aduse prin pompare sau gravitațional, în camera de distribuție ce se află la partea superioară a instalației (fig. 8.33,*a*), de unde deversează și se repartizează pe suprafața sitei unde o clapetă asigură reducerea turbulenței curgerii și îndreptarea acesteia către planul înclinat. Fluidul deversat, datorită înclinării aproape de verticală, la partea superioară, este supus accelerației și curge cu o viteză de 1,20—1.40 m/s.

Unele tipuri de site sînt prevăzute la partea superioară cu un perete șicană articulat, de greutate mică, în scopul reducerii turbulenței curgerii, la aceasta contribuind forma clapetei, viteza crescîndă a fluidului trăgînd peretele șicană către suprafața sitei. Pe măsură ce crește viteza fluidului care curge peste deversor, datorită accelerației, se subțiază grosimea lamei de apă ce se scurge pe sită.

Solidele în suspensie au tendința să se stratifice în curentul de fluid, materialele fibroase se aliniază pe lungime în direcția de curgere. În figura 8.33, *b* se arată o secțiune prin barele sitei și apa deversată în partea superioară a sitei.

Adeziunea fluidului de barele de metal, pe baza efectului Coandă deviază o parte din acesta prin orificiile dintre bare. O parte din lichid se deplasează de-a lungul suprafețelor arcuite ale barelor și este concentrată spre vîrful laturilor descendente ale barelor. De aici lichidul cade prin gravitație în spatele sitei. Debitul filtrat de sită depinde de suprafața sitei, debitul, concentrația și natura suspensiilor conținute.

Pe partea superioară a sitei, majoritatea fluidului este extras de la baza curentului care curge la o înclinare de 65°. Cînd unghiul sitei se schimbă la 55° se obține un debit suplimentar care trece printre bare, iar părțile solide concentrate ce nu au trecut printre barele sitei, încep să se rostogolească la suprafață și datorită energiei cinetice reziduale, care are și un efect redus de compactare. Pe panta finală a sitei cu înclinarea de 45° nu se produce numai o simplă drenare, concomitent se produce și o îndepărtare de pe suprafață prin dislocarea și antrenarea materialului care curge în continuare de la partea superioară (fig. 8.34).

Un avantaj al acestui tip de filtru constă în faptul că efluentul este și aerat puternic la trecerea prin grătarul sitei.

Dispunerea barelor transversale ale sitei, curbate în sensul de curgere, asigură o suprafață relativ necolmatabilă pentru filtrare sau deshidratare.

Barele sînt realizate din oțel inoxidabil, fiind foarte rezistente la uzură; de asemenea, se pot folosi aliaje inox sau altele mai rezistente la uzură — pentru scopuri speciale.

Scanned with OKEN Scanner

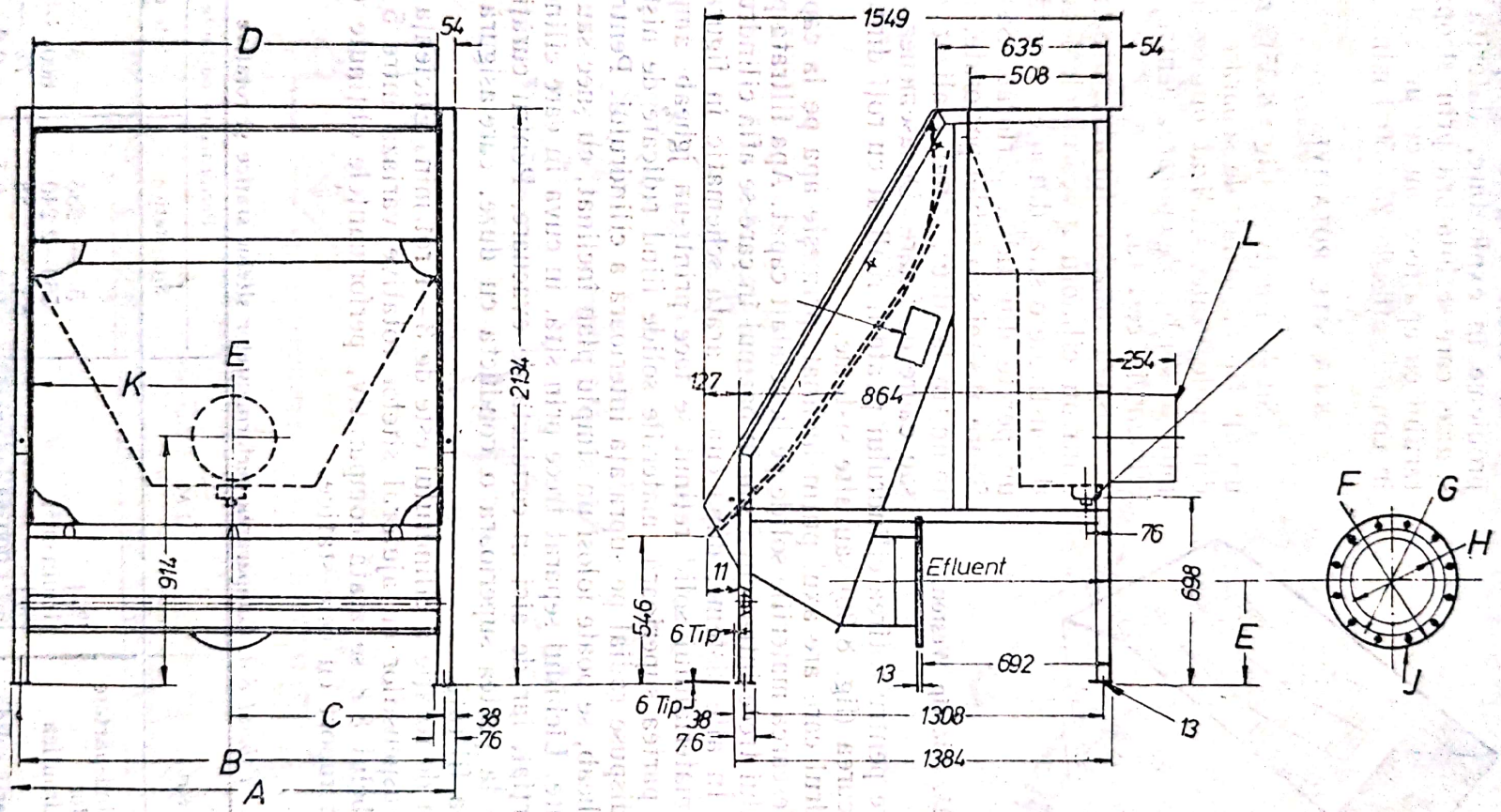



Fig. 8.34. **Dimensiunile unei instalații cu hidrasită.**

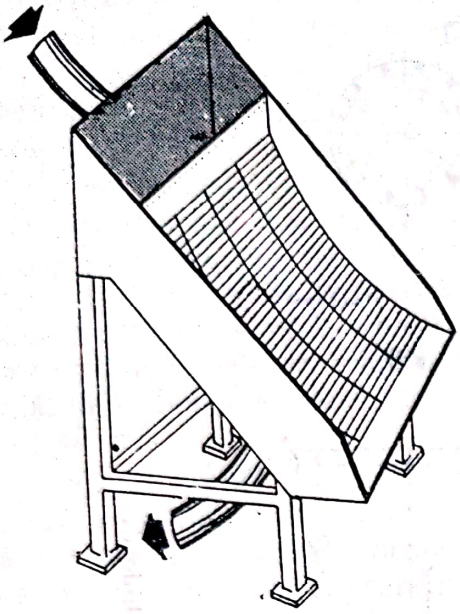


Fig. 8.35. Sită tip Weston.

La unele categorii de ape uzate apar probleme în exploatare, datorită formării spumei care se înlătură prin stropirea grătarului cu apă rece sau cu un antispumant în concentrație de 25—50 l/min.

### 8.4.5. SITE ROTATIVE

Sitele rotative (fig. 8.35) reprezintă un alt tip de utilaj de separare a solidelor din apele uzate, utilizat din ce în ce mai mult în stațiile de epurare, pentru creșterea eficienței acestora.

Sitele rotative sînt alcătuite în general, dintr-un cilindru al cărui element filtrant îl constituie o sită din oțel inoxidabil sau un perete din tablă perforat. Sistemul de fixare al sitei sau tablei perforate, diferă de la un tip la altul, fiind realizat din inele sau cadre de fixare. De asemenea, sistemul de acționare pentru rotirea cilindrului poate fi realizat cu roți dințate exterioare, cu curea (fig. 8.36) sau alte sisteme.

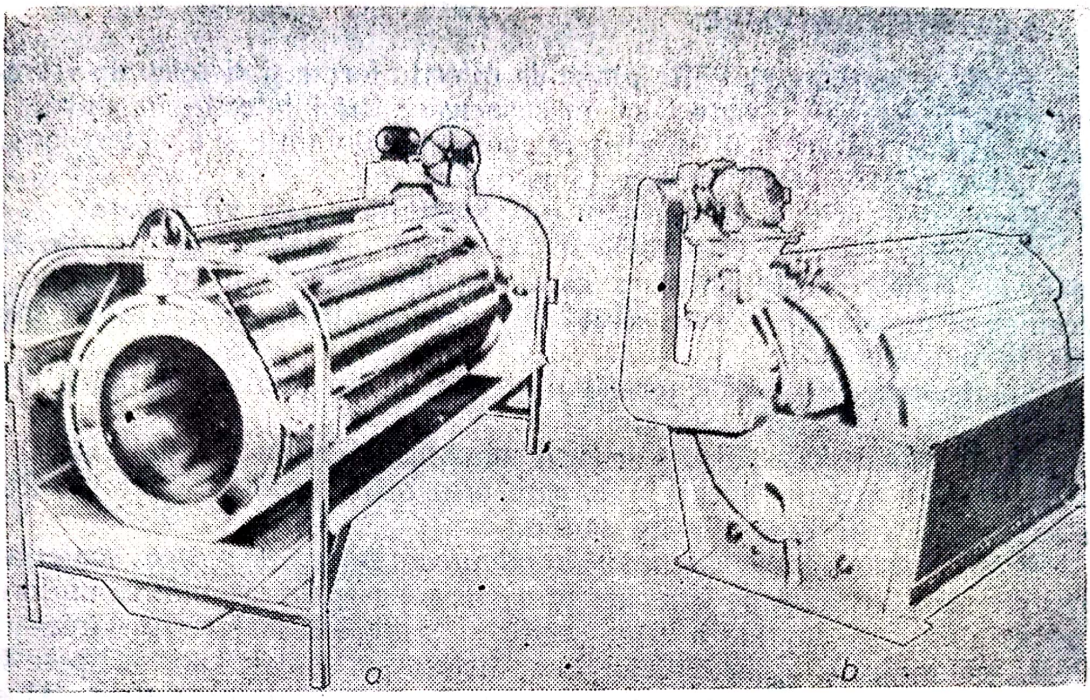
Cilindrul care are axul puțin înclinat, primește apa pe la capătul mai ridicat și descarcă materiile solide pe la celălalt capăt. Apa filtrată prin pereții cilindrului trece într-o cuvă sau în bazinul în care se află cilindrul parțial scufundat. În alte sisteme, după cum se arată schematic în figura 8.36, *c* evacuarea materialului solid reținut se face printr-un jgheab amplasat în interior la partea superioară, materiile solide fiind ridicate de niște palete perforate, dispuse radial pe suprafața interioară a cilindrului. Pentru evacuarea din jgheab, se poate folosi un simplu plan înclinat, cu șnec sau o bandă transportoare. Lichidul separat trece prin sită, în cuva în care cilindrul este imersat parțial, iar de aici în conducta de evacuare. Pentru curățirea sitei se prevede la partea superioară o conductă cu duze, care asigură spălarea folosind apa filtrată.

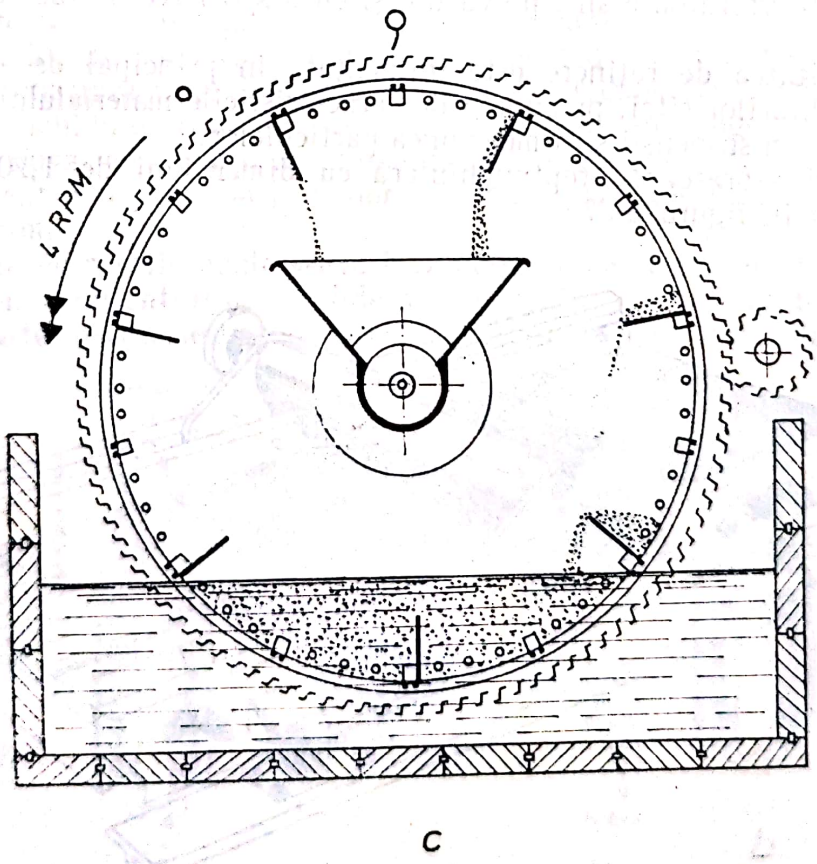
Viteza de rotație a cilindrului este de 3—4 rot/min. Eficiența de îndepărtare a suspensiilor cu ajutorul sitelor rotative variază între 5 și 25%.

În tabelul 8.8 se arată comparativ, performanțele obținute de itele rotative, în raport cu cele statice.

*Tabelul 8.8.* **Compararea performanțelor sitelor statice și rotative**

| Parametrul | U.M. | Performanțe obținute | |
|---|---|---|---|
| | | Site statice | Site rotative |
| Eficiența de îndepărtare a suspensiilor | [%] | 5 — 235 | 5 — 25 |
| Încărcarea hidraulică | [l/min·m²] | 560—2 240 | 600 —1 500 |
| Umiditate | [%] | 85 — 88 | 75 — 85 |
| Volumul materii solide | [m³/1 000 m³ apă uzată] | 0,3— 0,5 | 0,2— 0,4 |




c

Fig. 8.36. **Site rotative:**
*a* — cu rolă exterioară; *b* — cu pinion; *c* — schema sitei rotative cu pinion.

Scanned with OKEN Scanner

### 8.4.6. SITE VIBRATOARE

Sitele vibratoare sînt site plane de diferite forme și sisteme de vibrare, care asigură separarea materiilor în suspensie, fiind folosite în stațiile de epurare atît la intrare pentru reținerea solidelor flotabile și a materiilor grosiere, cît și pentru deshidratarea nămolurilor.

**Elementele principale din care este alcătuită o sită vibratoare:**

1) *Cadrul vibrator* este realizat în general dintr-o structură din oțel sudat, de formă dreptunghiulară care susține mediul filtrant acționat de mecanismul de vibrare și este așezat pe arcuri pentru a nu transmite trepidații la fundație.

2) *Mediul filtrant* este format dintr-o sită din țesături metalice (oțel, inox, alamă), plăci perforate etc.

3) *Mecanismul de vibrare* asigură mișcarea cadrului și este realizat de obicei dintr-un arbore neechilibrat, care prin rotire produce vibrarea. Rotirea se transmite în general prin curele.

*Principiul de funcționare al sitelor vibratoare este cel de cernere*, materialul de filtrat fiind introdus pe sită care prin vibrare asigură răspîndirea uniformă a materialului pe suprafața sitei, agită și stratifică materialul, înlesnind trecerea lichidului și a particulelor fine, dislocă particulele care se lipesc sau blochează orificiile sitei și asigură evacuarea materialului reținut. Unele tipuri de site vibratoare sînt prevăzute și cu dispozitive de raclare la suprafața sitei.

Capacitatea de reținere este influențată în principal de suprafața și mărimea ochiurilor sitei, precum și de caracteristicile materialului de filtrat: concentrația în suspensii și dimensiunea particulelor.

O sită vibratoare dreptunghiulară cu dimensiuni de 1,20 × 2,40 m este arătată în figura 8.37.

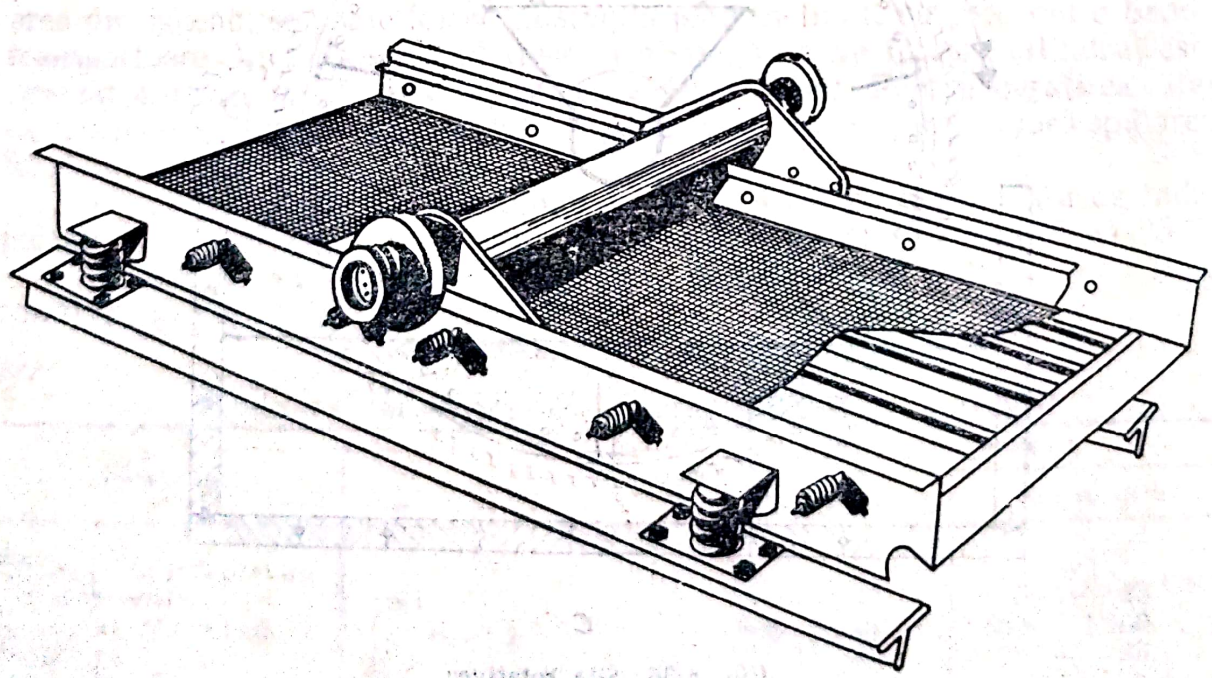


**Fig. 8.37. Sită vibratoare plană.**

Scanned with OKEN Scanner

O altă categorie de site vibratoare foarte răspîndite sînt cele circulare orizontale, montate pe arcuri și acționate de un motor amplasat sub sită, care transmite vibrațiile. În general, alimentarea se face central, lichidul distribuindu-se uniform pe sită (fig. 8.38), iar nămolul deshidratat este evacuat printr-o deschidere laterală. Diametrul sitelor variază între 600—1 200 mm, cu 15—30 ochiuri/cm², echipate cu motoare de 2—4 CP. La o sită vibratoare cu diametrul de 1 200 și 30 ochiuri /cm² se pot filtra debite de 50—70 l/s.

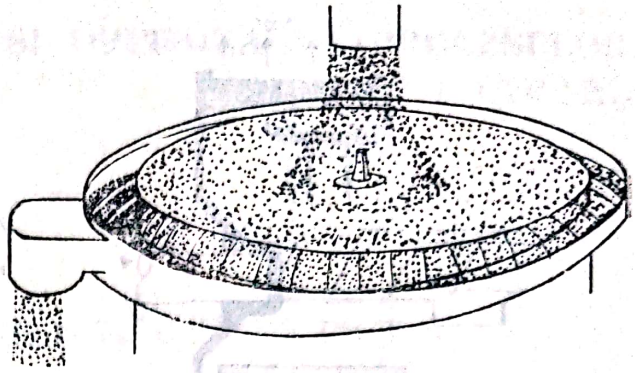


Fig. 8.38. **Sită vibratoare circulară.**

### 8.4.7. SITE CENTRIFUGE

În această categorie intră centrifugele denumite storcătoare, care sînt prevăzute cu o sită circulară în interiorul căreia se introduce materialul de filtrat, care prin învîrtire la turație mare pierde apa, datorită forței centrifuge, iar în interior rămîn suspensiile care nu au trecut prin sită și urmează a fi descărcate cu ajutorul unui dispozitiv mecanic.

Acest fel de centrifuge se utilizează pentru tratarea nămolurilor sau a apelor cu conținut mare de suspensii, în scopul recuperării fazei solide, după extragerea lichidului conținut, cu ajutorul forței centrifuge.

Centrifuga pendulară funcționează cu încărcare discontinuă, fiind utilizată pentru tratarea suspensiilor conținînd particule de dimensiuni între 5 $\mu$ și 10 mm.

Viteza de rotație poate varia în funcție de caracteristicile materialului de tratat, iar concentrația în solide a suspensiilor poate fi de 6—60%. Descărcarea turtei uscate se face cu ajutorul unui dispozitiv hidraulic (fig. 8.39).

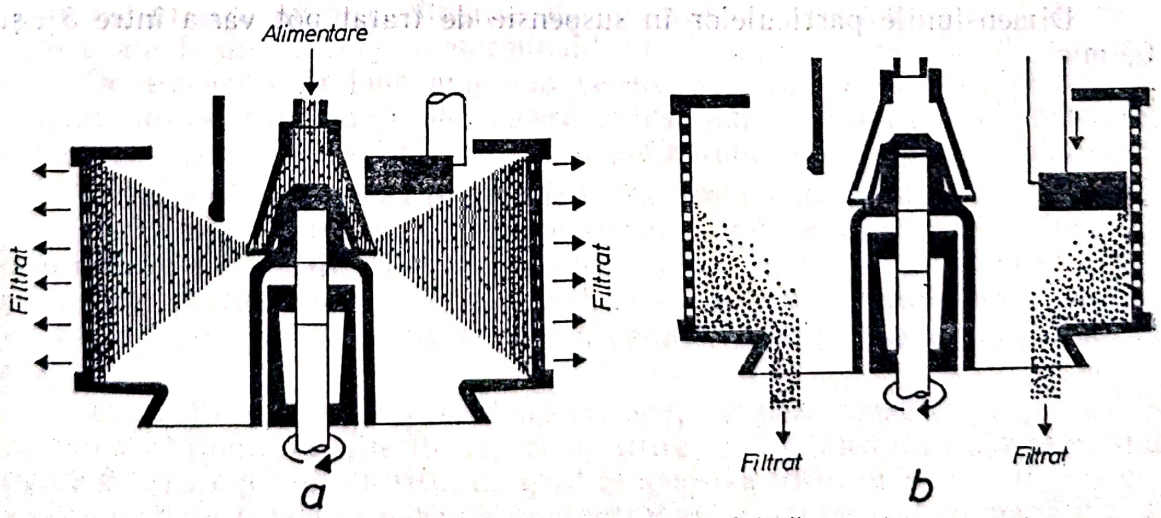



Fig. 8.39. **Sită centrifugă pendulară:**
*a* — alimentare și tratare; *b* — evacuarea turtei.

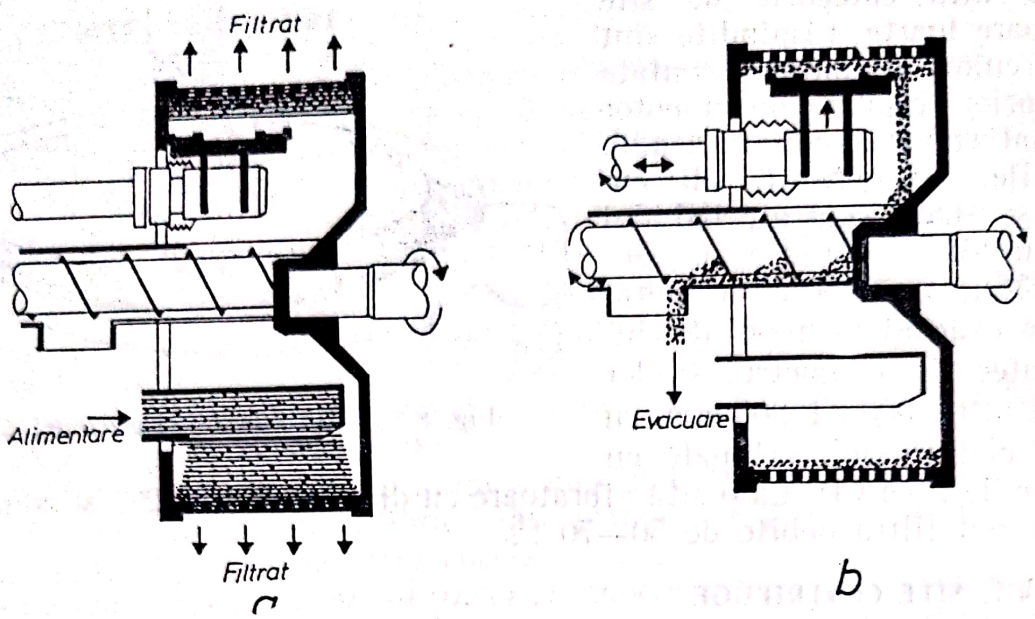



Fig. 8.40. **Sită centrifugă cu cuțit:**
*a* — alimentare și filtrare; *b* — evacuarea turtei.

Centrifuga storcătoare cu cuțit este echipată cu tamburi cu pereți plini și poate fi utilizată pentru recuperarea integrală a materiilor solide conținute în suspensii, fiind alcătuită dintr-un tambur orizontal, montat într-o carcasă sudată și prevăzut cu dispozitive pentru alimentare, spălare și evacuare.

Tamburul este antrenat electric cu ajutorul curelelor trapezoidale sau al transmisiilor hidraulice.

Ca mod de funcționare, după introducerea suspensiei, aceasta este supusă forței centrifuge care face ca apa să treacă prin suprafața filtrantă, în timp ce solidele (turta) rămîn în interiorul tamburului. Desprinderea turtei se face cu ajutorul unui cuțit, iar evacuarea cu ajutorul unui șnec (fig. 8.40).

Dimensiunile particulelor în suspensie de tratat pot varia între 5 $\mu$ și 60 mm.

# 9. ALEGEREA ŞI OPTIMIZAREA PROCESELOR DE FILTRARE

## 9.1. CRITERII DE ALEGERE A TIPULUI DE FILTRU

Alegerea tipului de filtru constituie o problemă dificilă datorită complexităţii factorilor care intervin în procesul de filtrare, deoarece numai aplicarea relaţiilor matematice stabilite nu permite rezolvarea selectării directe a procedeului de filtrare celui mai potrivit din multitudinea de filtre şi medii filtrante ce pot fi utilizate.

Suspensiile sînt amestecuri de faze lichid-solid, în care faza solidă este alcătuită din particule foarte diferite ca dimensiuni, formă şi proprietăţi fizico-chimice ccea ce ccnstituie particularităţi specifice în procesul de separare. De asemenea, aceste sisteme solid-lichid sînt variabile în timp ca structură, compoziţie, concentraţie etc.

Din aceste motive pentru o alegere corespunzătoare este indicat a se recurge la experimentări de laborator şi apoi pe instalaţii pilot, încercînd procedeul ales în condiţiile specifice care pot surveni în funcţionare.

De asemenea este necesar a se cunoaşte scopul şi parametrii doriţi a fi obţinuţi în procesul de separare sau filtrare, fie că este vorba de o limpezire, concentrare (îngroşare) sau separare propriu-zisă (deshidratare). Uneori pentru atingerea scopului final este necesar a se utiliza mai multe tehnici de filtrare succesiv. Totodată, trebuie avute în vedere condiţiile de exploatare, posibilităţile tehnice, calificarea personalului, precum şi forţa de muncă disponibilă în cazul proceselor care necesită un volum important de manoperă. Criteriul economic, în care intră cheltuelile de investiţie, de exploatare şi întreţinere poate fi de asemenea determinant în alegerea procedeului de filtrare.

De asemenea, trebuie avute în vedere pretratările necesare pentru un anumit proces, care pot fi de natură fizică, adică decantare, concentrare, filtrare grosieră, încălzire etc., sau de natură chimică: coagulare, floculare etc.

Rezultă că la **alegerea tipului de filtru,** trebuie avuţi în vedere numeroşi parametri, însă pentru o primă selecţionare, **trebuie cunoscute şi luate în consideraţie** *4* **elemente,** care constituie de fapt, criteriile principale: ● *dimensiunile particulelor solide din prefiltrat*; ● *concentraţia prefiltratului*; ● *scopul filtrării şi condiţiile de calitate cerute filtratului*; ● *debitul de lichid şi solide.*

Avînd în vedere primele două criterii, pe baza experienţei şi performanţelor obţinute de diferite tipuri de filtre, a fost alcătuită diagrama din figura 9.1, care poate constitui un ghid în alegerea filtrului celui mai potrivit atunci cînd se cunoaşte variaţia concentraţiei şi a dimensiunii particulelor solide din apa ce urmează a fi filtrată.

Scanned with OKEN Scanner

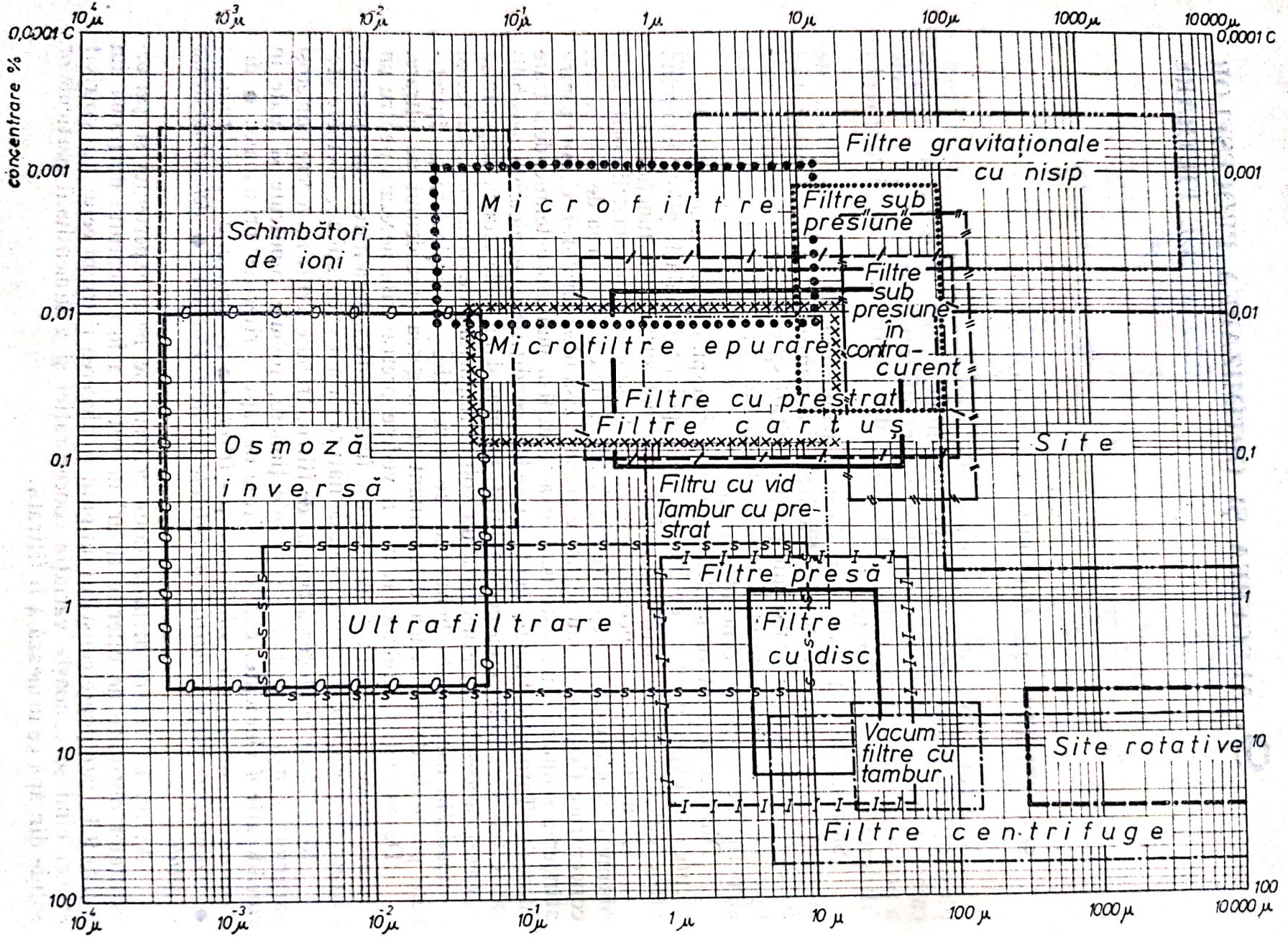



Fig. 9.1. **Diagrama de alegere a tipului de filtre.**

Diagrama reprezintă domeniile de funcţionare în condiţiile normale de utilizare a principalelor tipuri de filtre folosite la tratarea şi epurarea apelor. După cum rezultă, pentru ambele zone, aceste domenii se suprapun, în care situaţie intervin şi celelalte criterii, dintre care debitul are un rol important. Astfel, pentru filtrarea grosieră, pentru particule cuprinse între 100 $\mu$ şi 10 mm şi pentru concentraţii pînă la 1% se utilizează în principal, sitele şi filtrele gravitaţionale cu nisip. Pentru limpezire, la concentraţii reduse se utilizează pe lîngă filtrele cu nisip şi microfiltrele, filtrele sub presiune, filtrele cu prestrat, filtrele cu cartuş etc.

În zona concentraţiilor mari pentru particule grosiere, rezultă domeniul sitelor rotative şi al filtrelor centrifuge, iar pentru dimensiuni de particule cuprinse între 1 şi 100 $\mu$ este domeniul filtrelor cu vid cu tambur, filtrelor cu disc şi filtrelor-presă.

Totuşi, criteriul concentraţiei şi al dimensiunii particulei solide, deşi este util pentru o orientare rapidă în alegerea procedeului de filtrare, este mai puţin precis şi trebuie utilizat în special, la fazele preliminare de studiu.

Un criteriu suplimentar în cazul concentraţiilor mari, la filtrarea cu turtă, este viteza în care se formează turta în condiţii standard, de 1 cm grosime; astfel, se pot recomanda:

| Viteza de formare a turtei | Tipul de filtru |
|---|---|
| [cm/s] | Site, microsite, filtre cu bandă, filtre centrifuge |
| [cm/min] | Vacuum-filtre cu tambur, filtre plane cu vid, filtre cu disc |
| [cm/h] | Filtre sub presiune, filtre centrifuge |

Definitivarea soluţiei de filtrare se poate face în mod corespunzător numai în urma unor încercări de laborator asupra tuturor caracteristicilor fizico-chimice ale amestecului solid-lichid şi al domeniului lor de variaţie, precum şi a încercărilor în instalaţii pilot, semipilot sau instalaţii experimentale la scară redusă, similare cu cele industriale.

## 9.2. OPTIMIZAREA PROCESELOR DE FILTRARE

Optimizarea proceselor de filtrare urmăreşte, ca şi în alte domenii, asigurarea unei eficienţe maxime prin realizarea unei productivităţi ridicate — cantitate de apă sau nămol produs — de calitatea cerută, la un cost minim.

Atingerea acestor obiective se poate face numai prin analiza şi luarea în consideraţie a tuturor factorilor şi a modurilor în care intervin şi influenţează desfăşurarea procesului.

Scanned with OKEN Scanner

Astfel, în cazul proceselor de filtrare discontinue, unul din elementele importante în optimizare, este durata ciclurilor între două spălări, de care depinde atît volumul de apă produs, cît și consumul de apă și energie pentru spălare. Deși aparent rezultă că în cazul unor durate mari de funcționare, s-ar obține cea mai bună soluție, totuși aceasta are ca limită, pe lîngă calitatea și debitul apei produse, consumul de apă și energie de spălare care poate să rezulte mai mare, dacă ciclurile sînt lungi și necesită o durată și intensitate mai mare de spălare.

**În general, principalele criterii care se au în vedere la optimizarea funcționării unor instalații de filtrare sînt:** ● *consumul de energie și materiale*; ● *consumul de apă de spălare* (*în anumite procese*); ● *costul forței de muncă pentru exploatare*; ● *cheltuieli de întreținere*; ● *fiabilitatea procesului.*

Analiza acestor factori este indicat a se face încă din proiectare, însă o mai bună stabilire a condițiilor de funcționare optimă se poate face numai în perioada de probe tehnologice și de punere în funcțiune, cu care ocazie este posibil a se face încercări sistematice, care pot să stabilească condițiile de exploatare și de elementele economice care să conducă la optimizarea funcționării filtrelor.

Scanned with OKEN Scanner

# BIBLIOGRAFIE


1. **ABRAMOV, N. N.** *Vodosnabjenia.* În: Isdatelstvo literaturî po stroitelstvu, Moscova, 1967.
2. **AMIRTHARAJAH, A,** și **CLEASBY, L. J.** *Predicting Expansion of Filters During Backwash.* În: J.A.W.W.A., vol 64, nr. 1, ian., 1972.
3. **AULTMAN, W.W.,** *Valve Operating Devices and Rate of Flow Controllers.* În: J.A.W.W.A., vol. 51, nr. 11, nov., 1959.
4. **BABITT, E. H.** și **DONALD, J. J.** *Water Supply Engineering.* Londra, Mc. Graw Hill, 1958.
5. **BAYLIS, J. R.** *Surge in the Flow of Water Through Filters.* În: Pure Water, vol. 10, nr. 77, mai, 1958.
6. **BAYLIS, J. R.** *Washing and Maintenance of Filters.* În: J. A. W. W. A., vol. 52, nr. 2, feb., 1964.
7. **BAYLIS, J. R.** *Nature and Effects of Filtering Backwashing.* În: J. A. W. W. A., vol. 51, nr. 1, ian., 1959.
8. **BAUMANN, E, R.** ș.a. *Sand and diatomite Filtration Practice.* University of Texas Press Austin — Texas, 1970.
9. **BAUMANN, R. E.** *Design of Filtres for Advanced Wastewater Treatment.* Engineering Research Institute. Iowa State University, Ames, Iowa, oct., 1973.
10. **BASKERVILLE, R. C.** ș.a. *A simple Automatic Instrument for determining the Filtrability of Sewage Sludges in Water pollution Control,* vol. 67, nr. 2, 1968, p. 233.
11. **CAMP, Th. R.** *Theory of Water Filtration.* În: Journal of the San. Eng. Division, vol. 90, nr. 4, aug., 1964.
12. **CAMP, Th. R.** și **GRABER, D. S.** ș.a. *Backwashing of granular Water Filters.* În: Journal of the San. Eng. Division, nr. SA 6, dec. 1971.
13. **CERTOUSOV, D. H.** *Hidraulica.* București, Editura tehnică, 1969.
14. **CHIRIAC, V.** *Instalații pentru epurarea apelor reziduale.* București, C. S. A. 1966.
15. **CHIRIAC, V., GABRIELA IVANCEA,** ș.a. *Tehnologii de tratare a apei din lacuri de acumulare.* În: Hidrotehnica, nr. 4. 1977.
16. **CHIRIAC, V.** ș.a. *Epurarea apelor uzate și valorificarea reziduurilor din industria alimentară și zootehnie.* București, Editura „CERES", 1977.
17. **CIOC, D.** *Mecanica fluidelor.* București, Editura didactică și pedagogică, 1967.
18. **CLARK, J. W., VIESSMAN, W. Jr.** ș.a. *Water Supply and Pollution Control.* În: International Textbook Company, 1971.
19. **CLEASBY, J. L.** *Approaches to a Filtrability Index for Granular Filters.* În: J. A.W. W.A., vol. 61, nr. 8, aug., 1969.
20. **CLEASBY, J. L., WILLIAMSON, J.** ș.a. *Efect of Filtration Rates Changes on Quality* În: J. A. W. W. A., vol. 55 nr. 7 iul. 1963.
21. **CONLEY, W. R.** *Experience with Anthracite Sand Filters.* În: J. A. W. W. A., vol. 53, nr. 12. dec., 1969.
22. **CONLEY, W. R.** *Operators Guide to High Rate Filtration.* În: J. A. W. W. A., vol. 64, nr. 3, mar., 1972.
23. **CRAFT, F. T.** *Rewiew of Rapid Sand Filtration Theory.* În: J. A. W. W. A., vol. 61, nr. 5, mai, 1969.
24. **COULTER, J. B.** ș.a. *Anaerobic Contact Process for Sewage.* În: Disposal Sewage and Industrial Wastes, nr. 29, 1957.
25. **CRAFT, F. T.** și **EICHOLZ, G. C.** *Mechanism of Rapid Filtration in a Uniform Filter Bed.* În: Water Resources Research, nr. 6, 527, 1970.
26. **CROCE-SPINELLI, RICHARD, M.** *Nouveautés en matières de filtration.* În: La Tribune de CEBEDEAU, nr. 326, ian. 1971.


Scanned with OKEN Scanner

123. **SANDU, M.** *Optimizarea construcțiilor instalațiilor pentru tratarea și epurarea apelor* Curs postuniversitar, Institutul de Construcții București, 1978.
124. **SEGALL, B.A. și OKUN, A.D.** *Effect of Filtration Rate on Filtrate Quality.* În: J.A.W.W.A., vol. 58, nr. 3, mar. 1966.
125. **SMITH, C.V. jr. și MEDLAR, J.S.** *Filtration Optimization Utilysing Polyphosphates.* În: J.A.W.W.A., vol. 60, nr. 8, aug., 1968.
126. **SONTHEIMER, H.** *Use of activated carbon in water treatment and its regeneration.* Raport la cel de al X-lea Congres al Asociației internaționale pentru distribuția apei, 19—22 august 1974, Bringhton.
127. **SHIRATO, M., ARGAKIT.** *Verification of Internal Flow Mechanism Theory of Cake Filtration.* În: Filtration and Separation (G), 1972.
128. **TEODORESCU, I.** *Unele aspecte privind alimentările cu apă și canalizările din Republica Socialistă Romania.* În: Hidrotehnica, vol. 13, nr. 6, iun., 1968.
129. **TILLER, F.M.** *Present Status of Filtration Theory solid liquid separation.* Londra, 1966.
130. **TROFIN, E.** *Hidraulica specială.* Institutul de construcții București, 1970.
131. **TROFIN, P.** *Curs de alimentări cu apă.* București, Editura de stat didactică și pedagogică, 1961.
132. **TROFIN, P.** *Alimentări cu apă.* București, Editura tehnică, 1972.
133. **TROFIN, P. ș.a.** *Nisipuri pentru filtrarea apei.* În: Studii ale Institutului de construcții, București, vol. 15, 1965.
134. **TROFIN, P și GEORGESCU, D.** *Unele probleme de metodologie de cercetare a surselor de apă de suprafață în vederea proiectării instalațiilor de tratare.* În: Studii I.S.C.H., Alimentări cu Apă, vol. IV, București, 1968.
135. **TCHOBANOGLOUS, G.** *Filtration Techniques in Tertiary Treatment.* În: Journal WPCF 42, nr. 4, apr., 1970.
136. **WAGNER, G.E. și LANOIX, N.I.** *Approvisionnement en eau des zones rurales et des petites agglomerations.* GENEVE, 1961.
137. **WALKER, J.D.** *High Energy Floculation and Air and Water Backwashing.* În: J.A.W.W.A., vol. 63, nr. 3, mar., 1968.
138. **WEBER, J. și WALTER, J.R.** *Physicochemical processes for water quality control.*
139. **WPCF.** *Sludge Dewatering Manual of Practice,* nr. 20, 1969.
140. **WOOD, R. ș.a.** *An Investigation into Upward Flow Filtration.* În: Journal of the Institute of Water Pollution Control, nr. 4, 1968.
141. **YOUNG, J.C. și McCARTY, P.L.** *The anaerobic filter for waste treatment.* În: Proc. 22nd Industr. Waste Conf. Purdue University, 1967.
142. **Degremont.** *Memento technique de l'eau.* Paris, 1972.
143. **Practice.** *Manual of British Water Eng.* Cambridge, 1961.
144. *State of the Art of Coagulation.* În: J.A.W.W.A., vol. 62, nr. 2, febr., 1971.
145. **Société Belge de Filtration.** La filtration industrielle des liquides. Liége, 190.
146. *Suspended solids removal U.S.* În: Environmental Protection Agency, Technology Transfer, jan., 1975.
147. *Sludge Treatment and Disposal U.S.* În: Environment Protection Agency, oct., 1974.
148. *Cercetări experimentale pentru fundamentarea datelor de bază a prevederilor din* „Instrucțiuni pentru proiectarea filtrelor cu nivel liber" În: Studii I.S.C. I. F. G. A., București, 1970.
149. *Cercetări pentru elaborarea unui tip îmbunătățit de filtru pentru limpezirea apei.* În: Studii I.S.C.I.F.G.A., București, 1971—1973.
150. *Studiul filtrării rapide a apei — Spălarea filtrelor rapide.* În: Studii I.S.C.H., București, 1968.
151. **I.C.P.G.A. — C.N.A.** *Protecția, tratarea și epurarea apelor.* București, 1976.
152. **Colecție STAS.** *Alimentări cu apă și canalizări.* București, Editura tehnică, 1972.
153. **I.C.P.G.A.** *Adaptarea și asimilarea instalațiilor cu vacuum filtre.* 1976/1977.
154. **I.S.P.E. și Uzinele „VULCAN".** *Filtre de limpezire verticale.*
155. **Waster water Filtration.** *Design Consideration Environmental Protection Agency, Technology Transfer Seminar Publication, iulie* 1974.
156. **I.P.A.C.H. — I.S.L.G.C.** *Proiecte de stații de tratare și epurare.* 1965—1975.
157. *Domestic waste Treatment by Anaerobic Contact Uplow Filter.* Digest nr. 61, iulie, 1978. National Environmental Engineering Research Institute, Nagpur, India.

Scanned with OKEN Scanner

În actuala concepție a tehnicilor de tratare a apelor de alimentare și de epurare a apelor uzate, diferitele forme de filtrare ocupă un loc important. De asemenea se menționează că procedeele de filtrare a apei vor căpăta o răspîndire și mai mare ca urmare a necesității de extindere a recirculării și refolosirii apelor în procesele de producție, ceea ce a făcut ca problemele filtrării să constituie obiectul unor subiecte speciale ale congreselor internaționale. Lucrarea fiind prima de acest gen, prezintă sub toate aspectele problemele și specificul tehnicilor filtrării apelor în cele două domenii ale gospodăririi apelor : tratarea apelor de alimentare și epurarea apelor uzate. Astfel vor fi cuprinse probleme privind evoluția și stadiul actual al filtrării apelor pe baza realizărilor și experienței din țara noastră și din alte țări, probleme teoretice și practice ale proiectării și exploatării instalațiilor de filtrare, rezultatele cercetărilor și ale studiilor asupra îmbunătățirii instalațiilor de filtrare. De asemenea, vor fi prezentate pe larg aspecte legate de locul pe care îl ocupă treapta de filtrare în ansamblul schemelor tehnologice ale stațiilor de tratare a apelor de alimentare sau de epurare a apelor uzate.

Lucrarea se adresează unui cerc larg de specialiști din domeniul tratării apelor de alimentare și epurării apelor uzate care lucrează în cercetare, proiectare, execuție și exploatare. De asemenea, lucrarea poate fi utilizată și de studenții facultăților de specialitate în aprofundarea cunoștințelor în acest domeniu.

Scanned with OKEN Scanner